



DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

INGENIERÍA INDUSTRIAL SUPERIOR

Departamento de Ingeniería Mecánica

Autor: **D. Carlos López Campos**

Director: Dra. Beatriz López Boada

Junio 2015

Índice general

1. Introducción.....	pag. 15
1.1. Alcance	
1.2. Objetivos del proyecto	
1.3. Puntos críticos	
2. Normativa aplicable.....	pag. 23
2.1. Normativa de carácter europeo	
2.2. Normativa de carácter nacional	
2.3. Normativa de carácter autonómico	
2.4. Normativa de carácter municipal	
3. Descripción del sistema de depuración.....	pag. 27
3.1. Línea de agua	
3.1.1. Pretratamiento	
3.1.1.1. Desbaste	
3.1.1.2. Desarenado-Desengrasado	
3.1.2. Tratamiento primario	
3.1.2.1. Proceso físico-químico	
3.1.2.2. Tamizado de superfinos	
3.1.3. Tratamiento secundario	
3.1.3.1. Disposición del sistema	
3.1.3.2. Principio de funcionamiento del proceso	
3.1.3.3. Lavados químicos	
3.2. Línea de fangos	
3.2.1. Espesamiento de fangos primarios	
3.2.2. Bombeo de recirculación de fangos al reactor biológico	

3.2.3. Espesamiento de fangos biológicos	
3.2.4. Depósito de mezcla de fangos y bombeo a predeshidratación	
3.2.5. Predeshidratación de fangos	
3.2.6. Hidrólisis térmica	
3.2.7. Digestión anaerobia	
3.2.8. Deshidratación de fangos	
3.2.9. Almacenamiento de fangos deshidratados	
3.3. Línea de gas	
3.3.1. Almacenamiento del gas	
3.3.2. Eliminación del excedente	
3.3.3. Aprovechamiento energético del biogás producido	
3.4. Resumen de la línea de tratamiento de la estación	
4. Cálculos del sistema de depuración.....	pag. 65
4.1. Datos de partida	
4.1.1. Características del agua bruta	
4.1.2. Características del agua tratada	
4.1.3. Características del fango	
4.2. Cálculos del proceso	
4.2.1. Rejas de desbaste grueso	
4.2.2. Tamices de desbaste fino	
4.2.3. Desarenador - Desengrasador	
4.2.3.1. Dimensionamiento de los desarenadores	
4.2.3.2. Desarenadores adoptados	
4.2.3.3. Condiciones de operación de los desarenadores	
4.2.3.4. Eliminación de grasas	
4.2.3.5. Extracción de arenas	
4.2.4. Sistema de bombeo de agua bruta	
4.1.4.1. Dimensionamiento de las bombas	
4.1.4.2. Funcionamiento del bombeo de agua bruta	
4.1.4.3. Depósito regulador existente	
4.2.5. Tratamiento físico-químico	
4.2.5.1. Contaminación a la entrada	
4.2.5.2. Decantación lamelar Densadeg	
4.2.5.3. Cámara de mezcla	
4.2.5.4. Cámara de floculación	
4.2.5.5. Extracción de fangos	

- 4.2.5.6. Recirculación de fangos
- 4.2.6. Tratamiento físico-químico de emergencia
- 4.2.7. Tamices rotativos
- 4.2.8. Tratamiento biológico con nitrificación completa
 - 4.2.8.1. Datos de diseño
 - 4.2.8.2. Balance de nitrógeno
 - 4.2.8.3. Volumen y tiempo de aeración necesarios
 - 4.2.8.4. Reactores biológicos adoptados
 - 4.2.8.5. Resultados obtenidos
 - 4.2.8.6. Necesidades de oxígeno
 - 4.2.8.7. Aeración por difusores
 - 4.2.8.8. Producción de aire
 - 4.2.8.9. Eliminación de fósforo
 - 4.2.8.10. Producción de fangos biológicos y fangos en exceso
- 4.2.9. Bombeo de recirculación de fangos
- 4.2.10. Membranas
 - 4.2.10.1. Datos de diseño
 - 4.2.10.2. Módulos de membranas
 - 4.2.10.3. Flujos de diseño resultantes
 - 4.2.10.4. Equipos del proceso
 - 4.2.10.5. Desgasificación del agua
 - 4.2.10.6. Bombas de retrolavado
 - 4.2.10.7. Lavado químico de mantenimiento
 - 4.2.10.8. Lavado químico de regeneración
- 4.2.11. Espesamiento de fangos en exceso
 - 4.2.11.1. Producción de fangos en exceso
 - 4.2.11.2. Bombas de alimentación de fangos a depósito
 - 4.2.11.3. Espesadores rotativos
 - 4.2.11.4. Dosificación de polielectrolito
- 4.2.12. Depósito de mezcla de fangos
 - 4.2.12.1. Producción de fangos
 - 4.2.12.2. Depósito de mezcla
- 4.2.13. Dosificación de cloruro férrico a digestión
- 4.2.14. Predeshidratación de fangos
 - 4.2.14.1. Centrifugas
 - 4.2.14.2. Dosificación de polielectrolito
 - 4.2.14.3. Almacenamiento de fangos predeshidratados

- 4.2.15. Hidrólisis térmica
 - 4.2.15.1. Bombas de alimentación
 - 4.2.15.2. Pulper
 - 4.2.15.3. Reactores de termohidrólisis
 - 4.2.15.4. Flash tank
- 4.2.16. Digestión anaerobia
 - 4.2.16.1. Producción de fangos
 - 4.2.16.2. Bombeo de fangos a digestión
 - 4.2.16.3. Dimensionamiento de la digestión
 - 4.2.16.4. Funcionamiento de la digestión
 - 4.2.16.5. Almacenamiento de fangos digeridos
 - 4.2.16.6. Almacenamiento de gas
- 4.2.17. Deshidratación de fangos
 - 4.2.17.1. Centrifugas
 - 4.2.17.2. Dosificación de polielectrolito
 - 4.2.17.3. Almacenamiento de fangos deshidratados
- 4.2.18. Producción de energía eléctrica

5. Justificación del proceso propuesto..... pag. 207

5.1. Aspectos relevantes de la solución

- 5.1.1. Reducción de la producción de fangos: tratamiento avanzado de fangos
 - 5.1.1.1. Digelis turbo: termohidrólisis con digestión avanzada
 - 5.1.1.2. Aumento de producción de energía eléctrica
 - 5.1.1.3. Deshidratación con alta sequedad
 - 5.1.1.4. Flexibilidad en el diseño: tratamiento selectivo por líneas
- 5.1.2. Membranas BRM: Reutilización del agua tratada
- 5.1.3. Módulo de cogeneración: Generación de energía

6. Costes..... pag. 215

- 6.1. Costes de obra civil
- 6.2. Costes de equipos mecánicos
- 6.3. Costes de equipos eléctricos
- 6.4. Resumen de costes

7. Conclusiones y trabajos futuros.....	pag. 223
7.1. Conclusiones	
7.2. Trabajos futuros	
7.2.1. Trabajos de mantenimiento	
7.2.2. Secado solar de fangos	
7.2.3. Reutilización del agua tratada	
 Siglas y definiciones.....	 pag. 229
 Referencias.....	 pag. 237
 Anexo A. Planos.....	 pag. 239
A.1. Situación del pretratamiento y de la EDAR – Adeje-Arona	
A.2. Implantación general - ampliación EDAR	
A.3. Implantación general - ampliación EDAR - Redes de proceso	
A.4. Remodelación edificio de pretratamiento planta general	
A.5. Decantación lamelar y tamizado planta	
A.6. Reactor biológico – planta	
A.7. Reactor biológico – detalle de la entrada	
A.8. Reactor biológico – detalle de la salida	
A.9. Ultrafiltración	
A.10. Edificio de espesamiento - planta y secciones	
A.11. Edificio de predeshidratación y termohidrólisis – planta	
A.12. Edificio de deshidratación – planta	
A.13. Esquema de proceso – pretratamiento	
A.14. Esquema de proceso – decantación lamelar	
A.15. Esquema de proceso – tratamiento biológico	
A.16. Esquema de proceso – ultrafiltración	
A.17. Esquema de proceso – fangos primarios y biológicos	
A.18. Esquema de proceso – espesamiento de fangos	
A.19. Esquema de proceso – predeshidratación y bombeo a termohidrólisis	
A.20. Esquema de proceso – termohidrólisis pulper	
A.21. Esquema de proceso – termohidrólisis reactores	
A.22. Esquema de proceso – termohidrólisis flash tank	
A.23. Esquema de proceso – digestor y gasómetro	
A.24. Esquema de proceso – deshidratación de fangos	
A.25. Línea piezométrica	

Índice de figuras

- Figura 1. Detalle de la ubicación del pretratamiento
- Figura 2. Detalle de las instalaciones actuales de la depuradora
- Figura 3. Esquema de la línea de agua y fangos
- Figura 4. Esquema de la línea de agua y fangos
- Figura 5. Detalle de los procesos del pretratamiento
- Figura 6. Reja automática de desbaste
- Figura 7. Esquema de un desarenador-desengrasador
- Figura 8. Mapa global de la situación actual de las instalaciones. Adeje-Arona, Tenerife
- Figura 9. Esquema de un Densadeg
- Figura 10. Tamiz rotativo
- Figura 11. Esquema del pretratamiento y el tratamiento primario
- Figura 12. Membranas de Zenón
- Figura 13. Filtración a través de la membrana
- Figura 14. Detalle de la configuración con membranas exteriores
- Figura 15. Detalle del proceso en el tratamiento secundario
- Figura 16. Línea de agua completa
- Figura 17. Línea de fangos
- Figura 18. Tambor espesador
- Figura 19. Esquema del proceso de espesamiento de fangos biológicos
- Figura 20. Esquema de una centrífuga
- Figura 21. Esquema del proceso de predeshidratación
- Figura 22. Termohidrólisis
- Figura 23. Esquema del proceso de hidrolisis térmica en el CAMBI
- Figura 24. Zonas de buen funcionamiento de los diferentes tipos de fermentación
- Figura 25. Esquema de la digestión anaerobia en dos fases

Figura 26. Esquema del proceso de digestión

Figura 27. Flujo a contracorriente en una centrifuga

Figura 28. Gasómetro y antorcha

Figura 29. Módulo de cogeneración

Figura 30. Línea de gas y utilización

Figura 31. Criterios de diseño para desarenadores – desengrasadores

Figura 32. Tabla para el cálculo de coeficientes de necesidad de O_2

Figura 33. Línea de gas. Sistema autotérmico

Figura 34. Procesos de la estación depuradora de Brno

Figura 35. Procesos de la estación depuradora de Adeje-Arona

Figura 36. Esquema de las líneas de agua y fangos con el CAMBI

Figura 37. Módulo de cogeneración

Figura 38. Labores de mantenimiento preventivo

Figura 39. Rodillo de una estación solar de fangos

Índice de tablas

Tabla 1. Usos principales del agua en las diferentes industrias
Tabla 2. Contaminación por habitante equivalente
Tabla 3. Poblaciones con pocas limitaciones particulares
Tabla 4. Poblaciones sujetas a restricciones particulares
Tabla 5. Resumen de los procesos de la estación de depuración
Tabla 6. Características del agua bruta
Tabla 7. Características del agua tratada
Tabla 8. Dimensionamiento de las rejillas de desbaste
Tabla 9. Compactación de residuos de las rejillas de desbaste
Tabla 10. Dimensionamiento de los tamices de desbaste
Tabla 11. Compactación de residuos de los tamices de desbaste
Tabla 12. Dimensionamiento de los desarenadores
Tabla 13. Desarenadores seleccionados
Tabla 14. Condiciones de operaciones de los desarenadores seleccionados
Tabla 15. Características de la eliminación de grasas
Tabla 16. Características de la eliminación de arenas
Tabla 17. Dimensionamiento de las bombas
Tabla 18. Características del funcionamiento de las bombas
Tabla 19. Características del depósito regulador del bombeo
Tabla 20. Contaminantes a la entrada
Tabla 21. Dimensionamiento de los decantadores
Tabla 22. Características de los decantadores adoptados
Tabla 23. Condiciones de operación
Tabla 24. Rendimientos esperados
Tabla 25. Volumen necesario en la cámara de mezcla
Tabla 26. Cámara de mezcla adoptada

Tabla 27. Volumen necesario en la cámara de floculación
Tabla 28. Cámara de floculación adoptada
Tabla 29. Producción de fangos
Tabla 30. Bomba de extracción de fangos
Tabla 31. Caudal de fangos a recircular
Tabla 32. Bombas de recirculación de fangos
Tabla 33. Dosificación de cloruro férrico
Tabla 34. Dosificación de polielectrolito
Tabla 35. Dimensionamiento de los tamices
Tabla 36. Tamices adoptados
Tabla 37. Compactación de residuos en los tamices
Tabla 38. Caudales de diseño
Tabla 39. Contaminación a la entrada
Tabla 40. Resultados a obtener
Tabla 41. Otros datos de diseño
Tabla 42. Balance de nitrógeno
Tabla 43. Por carga másica de diseño
Tabla 44. Por eliminación de DBO_5
Tabla 45. Por edad de fango
Tabla 46. Por cinética de nitrificación
Tabla 47. Por cinética de desnitrificación mixta
Tabla 48. Volumen y tiempo de aeración necesarios
Tabla 49. Dimensiones geométricas de los reactores
Tabla 50. Volumen y tiempo de aireación adoptados
Tabla 51. Zona de membranas.
Tabla 52. Condiciones de operación
Tabla 53. Eliminación de DBO_5
Tabla 54. Eliminación de nitrógeno
Tabla 55. Necesidades de O_2 para síntesis
Tabla 56. Necesidades de O_2 para nitrificación
Tabla 57. Necesidades de O_2 para respiración
Tabla 58. Necesidades teóricas totales de O_2
Tabla 59. Necesidades reales de O_2
Tabla 60. Caudales necesarios de aire
Tabla 61. Difusores
Tabla 62. Presión de aire necesaria
Tabla 63. Producción de aire

Tabla 64. Eliminación de fósforo
Tabla 65. Producción de fangos biológicos
Tabla 66. Fangos en exceso a purgar
Tabla 67. Recirculación de fangos necesaria
Tabla 68. Bombas de recirculación adoptadas
Tabla 69. Datos de diseño del proceso
Tabla 70. Módulos de las membranas
Tabla 71. Flujos de diseño
Tabla 72. Cubas de filtración adoptadas
Tabla 73. Extracción de permeado
Tabla 74. Producción de aire
Tabla 75. Transferencia de oxígeno
Tabla 76. Aporte teórico de O ₂
Tabla 77. Necesidades teóricas totales de O ₂
Tabla 78. Colector de permeado
Tabla 79. Válvula automática de purga de aire
Tabla 80. Bombas de retrolavado
Tabla 81. Dosificación de hipoclorito sódico para mantenimiento
Tabla 82. Dosificación de ácido nítrico para mantenimiento
Tabla 83. Dosificación de hipoclorito sódico para regeneración
Tabla 84. Dosificación de ácido nítrico para regeneración
Tabla 85. Producción de fangos en exceso
Tabla 86. Bombas de alimentación de fangos al depósito
Tabla 87. Dimensionamiento de los espesadores
Tabla 88. Características de funcionamiento de los espesadores
Tabla 89. Producción de fangos espesados
Tabla 90. Consumo de polielectrolito
Tabla 91. Equipos de preparación y dosificación del polielectrolito
Tabla 92. Producción de fangos
Tabla 93. Depósito de mezcla
Tabla 94. Dosificación de cloruro férrico
Tabla 95. Producción de fangos a predeshidratar
Tabla 96. Dimensionamiento de centrífugas
Tabla 97. Funcionamiento de centrífugas
Tabla 98. Bombas de alimentación
Tabla 99. Consumo de polielectrolito
Tabla 100. Equipos de preparación y dosificación del polielectrolito

Tabla 101. Producción de fangos predeshidratados
Tabla 102. Transporte de fangos
Tabla 103. Almacenamiento de fangos predeshidratados
Tabla 104. Sistema de mezcla y agitación de fangos
Tabla 105. Datos de diseño
Tabla 106. Bombas de alimentación
Tabla 107. Datos del Pulper
Tabla 108. Bombas de recirculación del Pulper
Tabla 109. Datos de los reactores
Tabla 110. Bombas de alimentación de los reactores
Tabla 111. Flash tank
Tabla 112. Fangos primarios
Tabla 113. Fangos biológicos
Tabla 114. Fangos totales
Tabla 115. Bombeo de fangos al digestor
Tabla 116. Datos de diseño
Tabla 117. Volumen de digestor necesario
Tabla 118. Digestores existentes
Tabla 119. Condiciones de operación
Tabla 120. Producción de fangos digeridos
Tabla 121. Producción de biogás
Tabla 122. Almacenamiento de fangos digeridos
Tabla 123. Almacenamiento de biogás
Tabla 124. Antorcha
Tabla 125. Producción de fangos a deshidratar
Tabla 126. Dimensionamiento de centrífugas
Tabla 127. Funcionamiento de centrífugas
Tabla 128. Bombas de alimentación
Tabla 129. Consumo de polielectrolito
Tabla 130. Equipos de preparación y dosificación del polielectrolito
Tabla 131. Producción de fangos deshidratados
Tabla 132. Transporte de fangos
Tabla 133. Almacenamiento de fangos deshidratados
Tabla 134. Producción de energía
Tabla 135. Justificación del proceso para poblaciones con pocas limitaciones particulares
Tabla 136. Ejemplos de estaciones depuradoras y sus tratamientos

1. Introducción

El tratamiento de agua está ligado directamente a las reservas disponibles que existen en el planeta. Ya que estas no son infinitas se crea una necesidad de reaprovechar el agua y por lo tanto la creación de sistemas que realicen las acciones necesarias para llevarlo a cabo.

Las **aguas naturales** están constituidas por aguas subterráneas, aguas de superficie y por agua de mar. La disponibilidad media por habitante varía según las diferentes regiones del planeta e incluso dentro de países grandes y extensos existen diferencias locales importantes. Debido a lo último es necesario realizar diferentes procesos de tratamiento para poder proveer de este recurso a todas las regiones.

En el ámbito del tratamiento se puede realizar una diferenciación según el **origen** del efluente (urbano o industrial) y otra clasificación en función del **uso** posterior (agua potable o agua industrial).

Se denomina **agua potable** a toda aquella que puede ser consumida sin restricción debido a que, gracias a procesos de potabilización, no presenta ningún riesgo para la salud. Estas aguas potables se pueden clasificar en agua de consumo humano, agua de uso doméstico, agua de consumo del sector terciario (oficinas, negocios) y agua que consumen los diversos servicios públicos (escuelas, hospitales, piscinas, limpieza de calles). El tratamiento del agua en función de la utilización se basa en tres variables, la cantidad de agua necesaria, su calidad y los recursos económicos existentes (costes de inversión y explotación).

Las **aguas industriales** son aquellas que están destinadas a cualquier actividad industrial en cuyo proceso se necesite su utilización ya sea para producción, transformación o manipulación. En la tabla 1, se puede ver los principales usos del agua en las diferentes industrias.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Utilización	Aplicaciones principales
Vaporización	Calderas, humidificación del aire
Intercambio de calor	Condensación de vapor, enfriamiento de líquidos y sólido, calentamiento
Lavado de gases	Siderurgia, incineración de residuos domésticos, eliminación de azufre de gases de combustión
Lavado de sólidos	Carbón, mineral, productos agrícolas
Transporte de sólidos	Pulpa de papel, carbón, industria agroalimentaria, electroforesis, pigmentos
Lavado de superficies	Tratamiento superficial, semiconductores, microelectrónica
Limpieza de tanques, reactor	Tintorerías, industria agroalimentaria, reactivos
Transporte de iones	Cubas de tratamiento de superficie, líquidos de corte de base acuosa
Extinción	Carbón de coque, escoria, granulación, hierro fundido
Mantenimiento de presión	Recuperación de aceite
Energía cinética	Corte, decarburación de acero, granulación
Producción	Cerveza y bebidas grasas

Tabla 1. Usos principales del agua en las diferentes industrias [1]

Los **efluentes urbanos** constan de aguas residuales o aguas usadas, aguas pluviales (aguas excedentarias en tiempo de lluvias) y aguas parásitas (aguas subterráneas que penetran en redes no estancas). El saneamiento engloba la recogida, el transporte y el tratamiento de las aguas residuales urbanas. Estas aguas residuales urbanas (ARU) son de origen domestico principalmente pero también tienen una parte de origen industrial. Convencionalmente los volúmenes y cantidades de contaminantes diarios de efluentes son estimados por habitante equivalente (h.e.), y corresponde a las cantidades medias vertidas por habitante en el sistema de aguas residuales urbanas (tabla 2).

DBO ₅ (g he / día)	60
DQO (g he / día)	120 – 150
MES (g he / día)	70 – 90
NK (g he / día)	12 – 15
PT (g he / día)	2,5 – 3

Tabla 2. Contaminación por habitante equivalente [1]

Mientras que los vertidos de carácter doméstico presentan características relativamente similares, la extrema diversidad de las aguas residuales industriales (ARI) necesitan un estudio específico para cada tipo de industria. Los **efluentes industriales** se dividen en cuatro grandes categorías según el vertido: efluentes de fabricación, efluentes particulares, efluentes de servicios y vertidos ocasionales.

Existen una serie de limitaciones que hay que tener muy en cuenta a la hora del diseño de una estación de tratamiento de aguas residuales y por consiguiente sus líneas de tratamiento. A esta serie de limitaciones se le añade un objetivo fundamental: **la obtención del mínimo coste global**.

Las limitaciones o restricciones más importantes y recurrentes a la hora del diseño de una EDAR son:

- Naturaleza y variabilidad del efluente a tratar
- Calidad del agua que cumpla con la legislación vigente
- Destino final de los fangos de la planta
- Entorno de la planta
- Posibles soluciones constructivas
- Voluntad de tener en cuenta un desarrollo sostenible
- Remodelaciones de toda o parte de una planta ya existente con los importantes problemas de planificaciones que ello supone.

A la hora de la **elección de tecnologías** para las líneas de la EDAR hay que tener en cuenta el grado de restricciones o limitaciones que existen. En las tablas 3 y 4 se presenta el posible proceso estándar en función de las limitaciones, la zona y/o del tamaño de la población.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Tamaño de la población	Zona	Posible proceso (óptimo técnico-económico)
Pequeñas poblaciones (<10000 he) sin limitación particular	Normal	Fangos activos baja o media carga Fangos activos baja carga tipo RBS Discos biológicos
	Menos sensible	Lagunaje natural o aerado Decantación primaria
	Sensible	Fangos activos baja carga Fangos activos baja carga tipo RBS Desfosfatación físico-química simultanea (nitrificación + desnitrificación)
Poblaciones medias (de 10.000 a 100.000 he) sin limitación particular	Normal	Con o sin decantación primaria + Fangos activos baja carga + Fangos activos baja carga tipo RBS
	Menos sensible	Decantación primaria
	Sensible	Con o sin decantación primaria Fangos activos baja carga (nitrificación/desnitrificación) en tratamiento clásico o RBS + desfosfatación físico-química o biológica
Poblaciones de más de 100.000 he sin limitaciones particulares	Normal	Decantación primaria convencional o lamelar + fangos activos a media o fuerte carga La línea de fangos es primordial en la elección
	Sensible	Todas las líneas precedidas o no de una decantación primaria o físico-química La línea de fangos es primordial en la elección

Tabla 3. Poblaciones con pocas limitaciones particulares [1]

Restricciones	Zona	Posible proceso (óptimo técnico-económico)
Restricciones importantes	Normal	Con o sin decantación primaria Pretratamiento integrado en la decantación lamelar Fangos activos a media caga con procesos compactos Biofiltración con tratamiento de carbono
	Menos sensible	Decantación primaria lamelar o con pretratamiento integrado
	Sensible	Con o sin decantación Pretratamiento integrado en la decantación lamelar Fangos activos en baja carga con procesos compactos Desfosfatación físico-química o biológica + tratamiento terciario Biofiltración con tratamiento de carbono, con nitrificación y desnitrificación
Recepción de aguas pluviales junto con agua doméstica	Independiente	Tanques de tormenta en serie o en derivación Tratamiento de la planta en tiempo seco Tratamiento separado del excedente de lluvia
Desinfección	Zonas de baño, reutilización o cultivo de ostras o marisco	Tratamiento con membranas con o sin UV Tratamiento UV Tratamiento con ozono Tratamiento con cloro Lagunaje extensivo
Reutilización del agua tratada	Según legislación	Minimización del vertido de MES en los procesos anteriores y de los parámetros exigidos por la ley

Tabla 4. Poblaciones sujetas a restricciones particulares [1]

1.1. Alcance

El proyecto consiste en el diseño y dimensionamiento de la Estación Depuradora de Aguas Residuales de Adeje-Arona (EDAR de Adeje-Arona) en su segunda fase en la Isla de Tenerife.

La estación depuradora de aguas residuales de Adeje-Arona ha venido siendo desde su puesta en marcha (año 2000) uno de los factores medioambientales más importantes de la zona suroeste de la Isla de Tenerife.

La evolución legislativa española obliga a someter a tratamiento biológico la totalidad de los caudales recepcionados en la comarca lo que desborda ampliamente las capacidades volumétricas y depurativas de las instalaciones actualmente existentes.

Debido a esta situación es necesaria una ampliación de las instalaciones del pretratamiento (figura 1) así como las instalaciones de la estación depuradora de aguas residuales, propiamente dicha (figura 2).



Figura 1. Detalle de la ubicación pretratamiento

La infraestructura actual está trabajando en valores cercanos al límite del dimensionamiento, en las épocas en las que se registran las puntas de población, no pudiendo hacer frente a la demanda. Debido al crecimiento demográfico, en general en la isla de Tenerife, y en particular en las poblaciones de Adeje - Arona y a la necesidad de adecuar todas las instalaciones de tratamiento a la Normativa vigente, existe la necesidad de la **ampliación mediante tratamiento biológico y sistema de membranas MBR de la EDAR de Adeje - Arona**.

Para la ampliación, primeramente se había pensado en otra línea de tratamiento; no obstante, dado que el dimensionamiento de la ampliación se hace para más del doble del volumen actual y el espacio disponible es bastante escaso para la realización de una nueva línea de tratamiento. Se propone una solución de tratamiento biológico y ultrafiltración con membranas, pudiendo realizarse en un espacio más reducido y con unos rendimientos muy elevados. Los elevados rendimientos de esta solución técnica permiten además la reutilización del agua para riego, en una isla que el déficit hídrico es uno de los principales problemas en el desarrollo de la agricultura.



Figura 2. Detalle de las instalaciones actuales de la depuradora

El fin del presente proyecto es la selección y definición de las obras e instalaciones que mejor se adaptan a los condicionantes técnicos, económicos y medioambientales para la ampliación de la Estación Depuradoras de Aguas Residuales Urbanas de Adeje - Arona.

El caudal de diseño que se ha considerado en el proyecto es de 40.000 m³/día aunque en el dimensionamiento y en los planos se considerado las posibles instalaciones para futuras ampliaciones a 50.000 m³/día y 60.000 m³/día.

1.2. Objetivos

Los objetivos que se plantean en la elaboración del proyecto son los siguientes:

1. Organizar y realizar un proyecto real, realizando la búsqueda de información, síntesis y análisis de los puntos más importantes que permiten la posterior ejecución de las obras proyectadas.
2. Poner en práctica los conocimientos adquiridos en el periodo de prácticas en la empresa Degremont, para el dimensionamiento de una estación depuradora de aguas residuales.
3. Profundizar en el conocimiento de las partes que componen una EDAR y en su funcionamiento.
4. Conseguir la solución más adecuada desde el punto de vista técnico, económico y medioambiental para la ampliación de la estación depuradora de aguas residuales.

1.3. Puntos críticos

A continuación se describen los puntos críticos que configuran este proyecto, indicando en cada uno la importancia y las dificultades encontradas.

El primer punto crítico encontrado a la hora de la realización del proyecto es la situación actual de la planta, la zona del pretratamiento se encuentra en otra localización distinta al resto de procesos de depuración. La mayor dificultad que se encuentra en este punto es el gran desnivel entre las dos partes, aproximadamente unos 250 m. Para salvar este desnivel se instalarán unas bombas en la zona del pretratamiento para poder elevar el agua hasta las instalaciones de la EDAR.

Otro punto que hay que tener muy en cuenta a la hora de la realización de este proyecto es que dado que se trata de una ampliación, es necesaria la integración de dicha ampliación (segunda fase) con la primera fase ya construida y en funcionamiento. En la ampliación de la estación se han aprovechado parte de los elementos de la primera fase para el diseño de la nueva línea de depuración.

2. Normativa aplicable

En este capítulo se van a presentar las normativas de carácter europeo, nacional, autonómico y municipal seguidas en la elaboración del proyecto del diseño de la EDAR de Adeje-Arona en su segunda fase.

2.1. Normativa de carácter europeo

Las normativas de carácter europeo que se han seguido para la realización del proyecto son:

- Directiva 91/271/CEE, define los sistemas de recogida, tratamiento y vertido de las aguas residuales urbanas.
- Directiva 98/15/CE DE LA COMISIÓN de 27 de febrero de 1998 por la que se modifica la Directiva 91/271/CEE del Consejo en relación con determinados requisitos establecidos en su anexo I, sobre el tratamiento de aguas residuales urbanas.
- **Directiva Marco Europea del Agua (DMA):** DIRECTIVA 2000/60/CE DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO de 23 de octubre de 2000 por la que se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito de la política de aguas.
- DECISIÓN No 2455/2001/CE DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO de 20 de noviembre de 2001 por la que se aprueba la lista de sustancias prioritarias en el ámbito de la política de aguas, y por la que se modifica la Directiva 2000/60/CE.

2.2. Normativa de carácter nacional

Las normativas de carácter nacional que se han seguido para la realización del proyecto son:

- Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas.
- Real Decreto 509/1996, de 15 de marzo, de desarrollo del Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas.
- Resolución de 14 de Junio de 2001, de la Secretaría General de Medio Ambiente, por la que se dispone la publicación del Acuerdo del Consejo de Ministerios, de 1 de junio de 2001, por el que se aprueba el Plan Nacional de Aguas Residuales 2001 - 2006.
- Plan Nacional de Saneamiento Depuración de Aguas Residuales (1995-2005), aprobado por el Consejo de Ministerios el 17 de febrero y por la Secretaría de Estado de Medio Ambiente y Vivienda en la Resolución de 28 de abril de 1995.
- Decreto 61/2002, de 22 de Noviembre, por el que se aprueba el Programa de Actuación, Medidas Agronómicas y Muestreo de las zonas vulnerables a la contaminación por nitratos procedentes de origen agrario (BOR nº143, de 26.11.02).
- Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley 29/1985 de Aguas.
- Real Decreto 907/2007, de 6 de julio, por el que se aprueba el Reglamento de la Planificación Hidrológica.
- Real decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas.

2.3. Normativa de carácter autonómico

Las normativas de carácter autonómico que se han seguido para la realización del proyecto son:

- LEY 12/1990 de 26 de julio, sobre Normas Regulatoras de Aguas (B.O.C núm.94, de 27 de julio de 1990).
- Ley 10/2010, de 27 de diciembre, de modificación de la Ley 12/1990, de 26 de julio, de aguas.
- REAL DECRETO-LEY 15/2005, de 16 de diciembre, de medidas urgentes para la regulación de las transacciones de derechos al aprovechamiento de agua.
- Resolución de 28 de abril de 1995, de la Secretaría de Estado de Medio Ambiente y Vivienda, por la que se dispone la publicación del Acuerdo del Consejo de Ministros de 17 de febrero de 1995, por el que se aprueba el Plan Nacional de Saneamiento y Depuración de Aguas Residuales.
- Decreto 174/1994, de 29 de julio, por el que se aprueba el Reglamento de Control de Vertidos para la Protección del Dominio Público Hidráulico (B.O.C. 104, de 24.8.1994)

2.4. Normativa de carácter municipal

Las normativas de carácter municipal que se han seguido para la realización del proyecto son:

- Ley 10/2001, de 5 de julio, del Plan Hidrológico Nacional (Vigente hasta el 05 de Julio de 2014).

3. Descripción del sistema de depuración

En este capítulo se va a presentar el diseño de las distintas líneas de la EDAR Adeje - Arona. Para la realización de dicho proyecto se ha partido de los datos iniciales del agua bruta, de las características necesarias del agua tratada y de las características que deben cumplir los fangos deshidratados, que se presentan en la tabla 6 del capítulo 4. Se debe tener en cuenta a la hora de diseñar la EDAR, el uso del agua tratada y el que se le va a dar al fango producido el cual se define en el pliego de prescripciones técnicas.

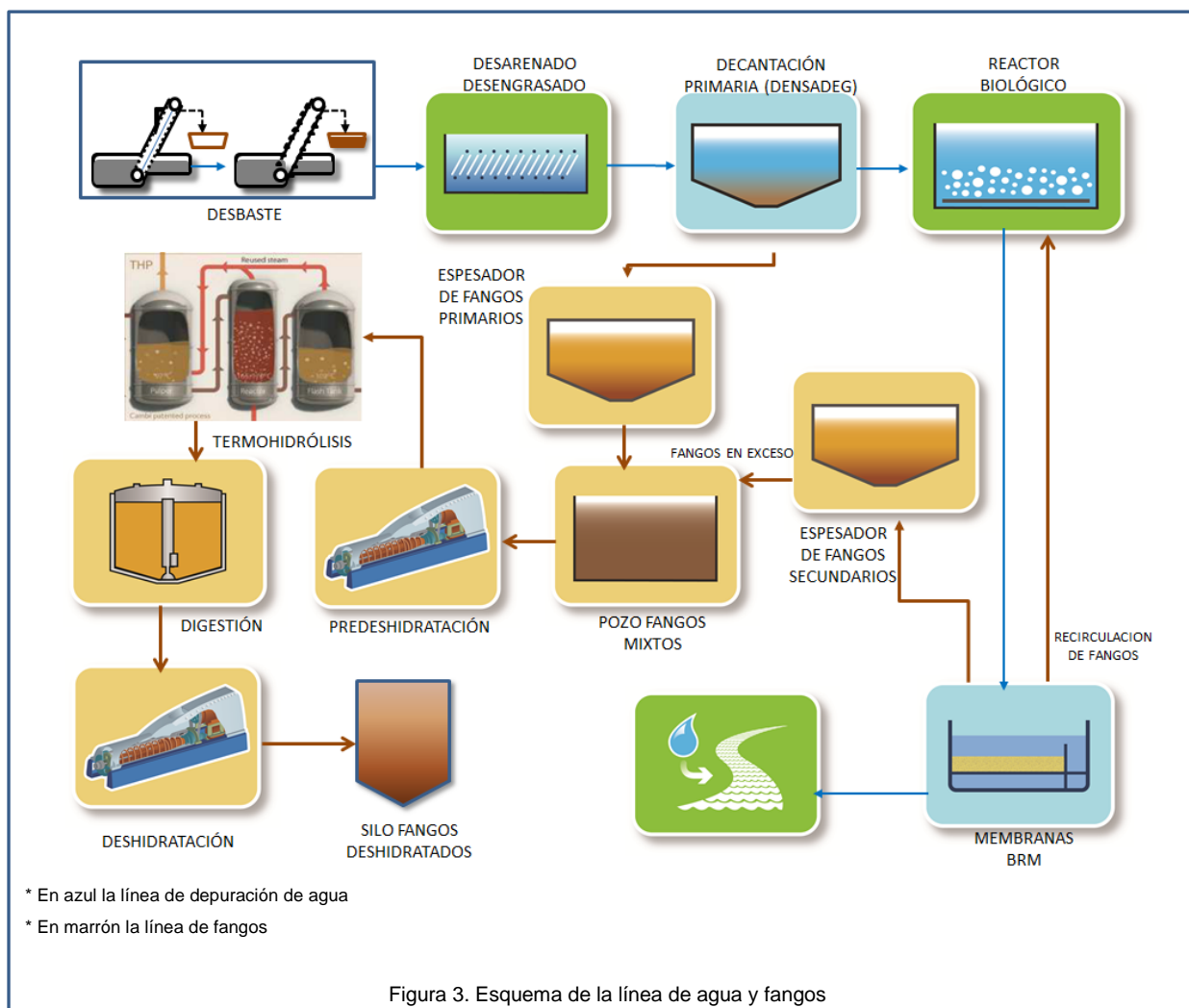
Las líneas del sistema de depuración propuesto son:

- Línea de agua
 - Pretratamiento
 - Tratamiento primario
 - Tratamiento secundario
- Línea de fangos
- Línea de gas

El proceso previsto para la estación de tratamiento de aguas residuales es de fangos activos en aeración prolongada con membranas de ultrafiltración (BRM). Está precedido de un sistema de pretratamiento, una decantación lamelar (tratamiento primario) y el tratamiento biológico mencionado de fangos activos con las membranas de ultrafiltración.

La línea de fangos contará con espesamiento, termohidrólisis, digestión anaerobia, y deshidratación mediante centrifugas.

Así pues la línea de tratamiento propuesta es la que se puede ver en la figura 3.



3.1. Línea de agua

La línea de agua a diseñar se divide principalmente en tres procesos fundamentales: pretratamiento, tratamiento primario y tratamiento secundario, el esquema se puede ver en la figura 4.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

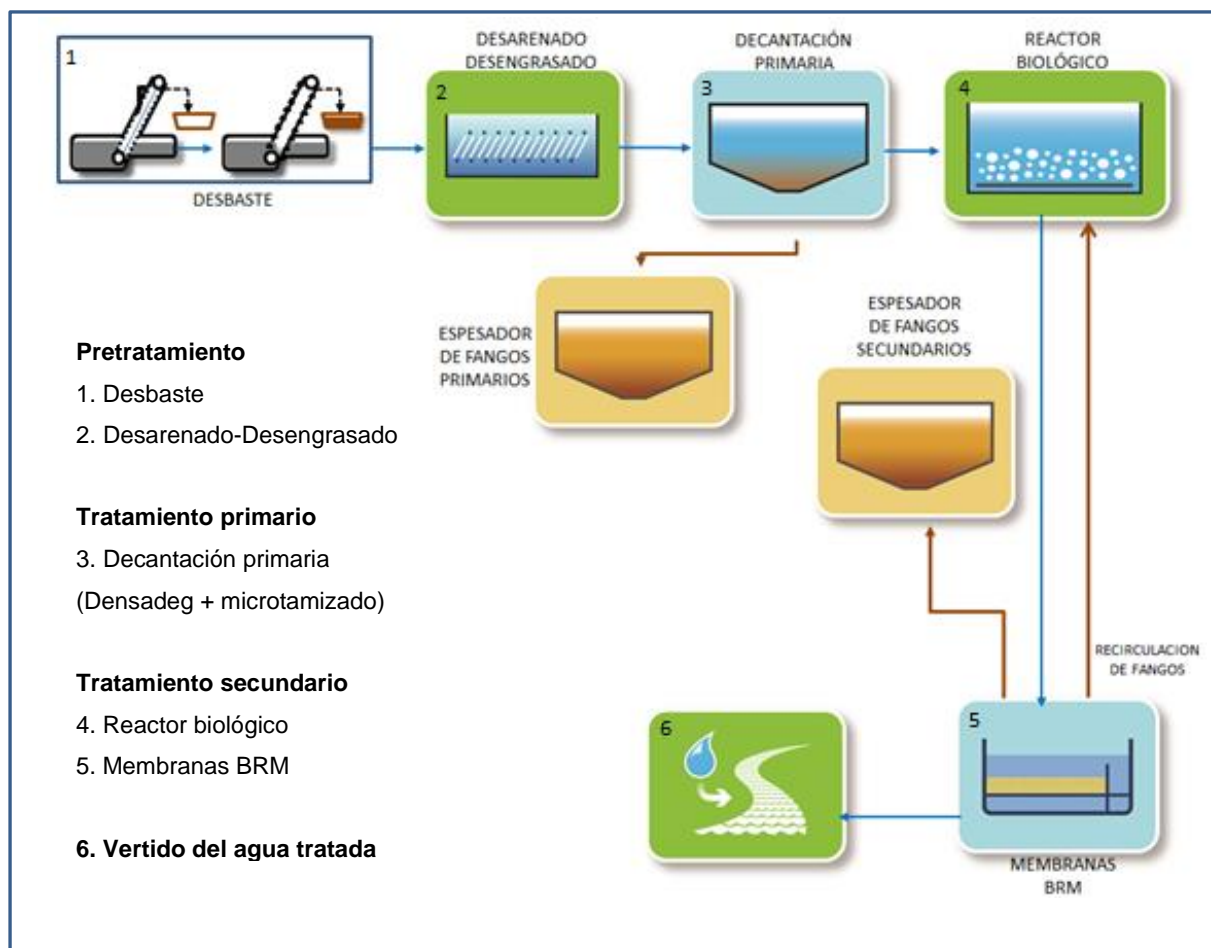


Figura 4. Esquema de la línea de agua y fangos

3.1.1. Pretratamiento

El objetivo fundamental del pretratamiento de las aguas residuales es la eliminación de elementos gruesos y arenosos, que impiden el tratamiento y reducen la eficacia en los sistemas de la EDAR. Este proceso protege a los equipos de elevación del agua bruta y a las tuberías de obstrucciones y de la abrasión que pueden llegar a sufrir.

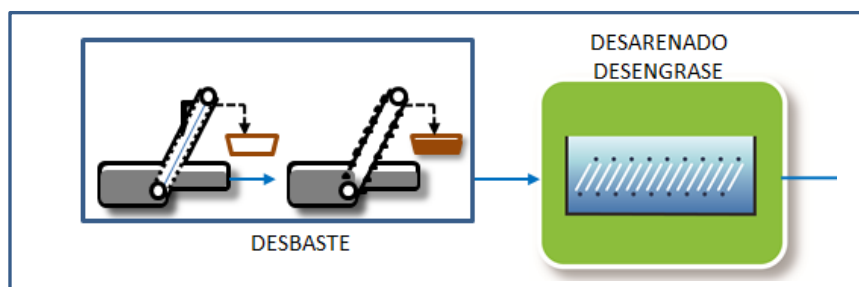


Figura 5. Detalle de los procesos del pretratamiento

3.1.1.1. Desbaste

El pretratamiento se inicia con el proceso de **desbaste** (figura 5), etapa indispensable en el tratamiento de las aguas residuales. En ella, el agua se estabiliza y tiene como objetivo retener y separar los cuerpos de gran tamaño, flotantes y en suspensión que arrastra el agua residual. El proceso permite lo siguiente:

- Proteger los procesos posteriores de la llegada de grandes objetos susceptibles de provocar obstrucciones en las tuberías, incluso en los diferentes equipos de la instalación.
- Separar y evacuar fácilmente las materias voluminosas arrastradas por el agua bruta, que podrían reducir la eficacia de los tratamientos de agua y de fangos.

La primera fase que se realiza es el *desbaste grueso*. Dicho proceso se lleva a cabo mediante rejas de desbaste (paso = 30 mm), las cuales retienen los objetos de mayor tamaño. Dichos objetos eliminados se desechan en un contenedor. Para evitar costes de mantenimiento se ha optado por unas rejas automáticas (impulsadas por un motor eléctrico, ver figura 6) que deben limpiarse periódicamente para evitar atascos.

La segunda fase del proceso es el *desbaste fino*. Se realiza mediante tamices con paso de 3 mm, su finalidad es la eliminación de elementos solidos de menor tamaño. Al igual que en el desbaste grueso los deshechos van a un contenedor y los tamices son automáticos para evitar los costes de mantenimiento y también precisan una limpieza periódica.



Figura 6. Reja automática de desbaste

3.1.1.2. Desarenado - desengrasado

Tras el canal de desbaste, el agua residual pasa a la segunda estación del pretratamiento en la que se realizan dos procesos simultáneos, el proceso de **desarenado** y el proceso de **desengrasado**. En esta estación se separan los elementos pesados del agua además de las grasas y los aceites.

El proceso de desarenado tiene como objetivo extraer del agua bruta las gravas, arenas y partículas minerales más o menos finas para evitar depósitos en los canales y en las conducciones y para proteger las bombas y otros equipos de la abrasión. Para la realización de este proceso se disminuye la velocidad del agua (velocidad de barrido, del orden de 0,3 m/s), lo que provoca que las partículas más pesadas se depositen en el fondo. En este proceso del tratamiento de aguas residuales, el principal objetivo es la extracción de la máxima cantidad de materia mineral y la mínima de materia orgánica. Para separar dichas materias minerales, se debe mantener una turbulencia suficiente mediante una agitación transversal.

En el proceso de desengrasado se retirarán también grasas, aceites, espumas y otro material flotante que pueden causar interferencia en los tratamientos posteriores y que, incluso, (como en el caso de las grasas) podrían promover la aparición organismos filamentosos en los reactores biológicos.

En la línea de tratamiento propuesta, como se ha comentado anteriormente, estos dos procesos se realizan en una sola fase, mediante un desengrasador-desarenador rectangular (figura 7). El agua, se introduce en un extremo del equipo, se recoge en el extremo opuesto a través de un orificio sumergido, con paso posterior por vertedero para mantener así un nivel constante de agua en el equipo. El equipo dispone de dos sistemas de agitación y aireación, creando flujos giratorios transversales independientes del caudal de agua y permitiendo así grandes variaciones de velocidad transversal, pudiendo ser muy baja sin generar inconvenientes.

La zona de entrada dispone de un sistema lineal de aporte de aire, equipado con difusores que permite mantener una velocidad de circulación y transversal favoreciendo la separación de materia orgánica aglutinada en las partículas de arena. Evitándose así una gran cantidad de partículas de arena en la cabeza del equipo.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

El resto del equipo, utilizado para el proceso de desengrase y desarenado fino, presenta una serie de aireadores sumergidos que aseguran un flujo giratorio más lento y la flotación de las grasas.

La extracción de las arenas se realiza mediante una bomba de succión montada en el puente móvil. Las grasas flotantes de la superficie son empujadas mediante rasqueta hacia el extremo opuesto del equipo por medio de dicho puente móvil y se extraen mediante una secuencia programada por empuje sobre plano inclinado hacia un vertedero elevado.

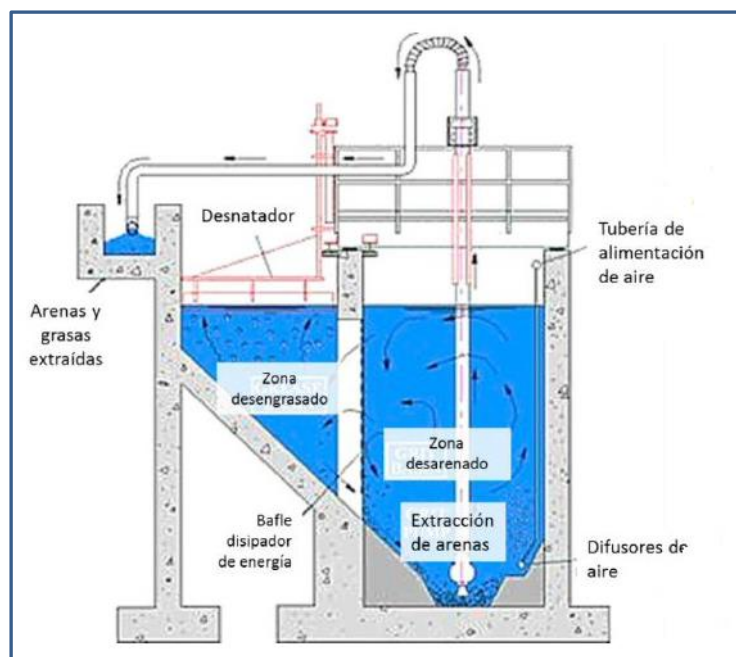


Figura 7. Esquema de un desarenador-desengrasador [5]

Una vez que el agua ha pasado por el desarenador-desengrasador, se realiza el tratamiento primario; sin embargo, como hemos comentado anteriormente, en este proyecto el pretratamiento y el tratamiento primario no se encuentran en la misma ubicación (figura 8). La gran dificultad que se plantea es el bombeo del agua hasta la estación de depuración debido al gran desnivel que existe entre ambos puntos (aproximadamente unos 250 metros). Para solventar esta dificultad se instala un sistema de bombeo de elevación hasta las instalaciones de la EDAR.



Figura 8. Mapa global de la situación actual de las instalaciones. Adeje-Arona, Tenerife

3.1.2. Tratamiento primario

El tratamiento primario comienza con una decantación primaria en dos líneas de 98 m² de superficie lamelar unitaria, siguiendo con un tamizado de superfinos (1 mm) con tamices rotativos en dos líneas y por último un tanque de laminación.

El objetivo fundamental del tratamiento primario es la eliminación de los sólidos en suspensión sedimentables del agua bruta. La mayor parte de las sustancias en suspensión no pueden retenerse, por sus dimensiones o densidad, en las rejillas o en los desarenadores, por lo que esta parte de la línea se encarga de eliminar estas sustancias.

3.1.2.1. Proceso físico-químico

El primer proceso que se realiza en el tratamiento primario, se lleva a cabo mediante un **Densadeg**. Este equipo es un decantador-espesador con recirculación de fangos, creado y desarrollado por Degremont. Es un decantador con floculación optimizada y recirculación de fangos externa que utiliza el principio de decantación lamelar asociado con un espesador integrado.

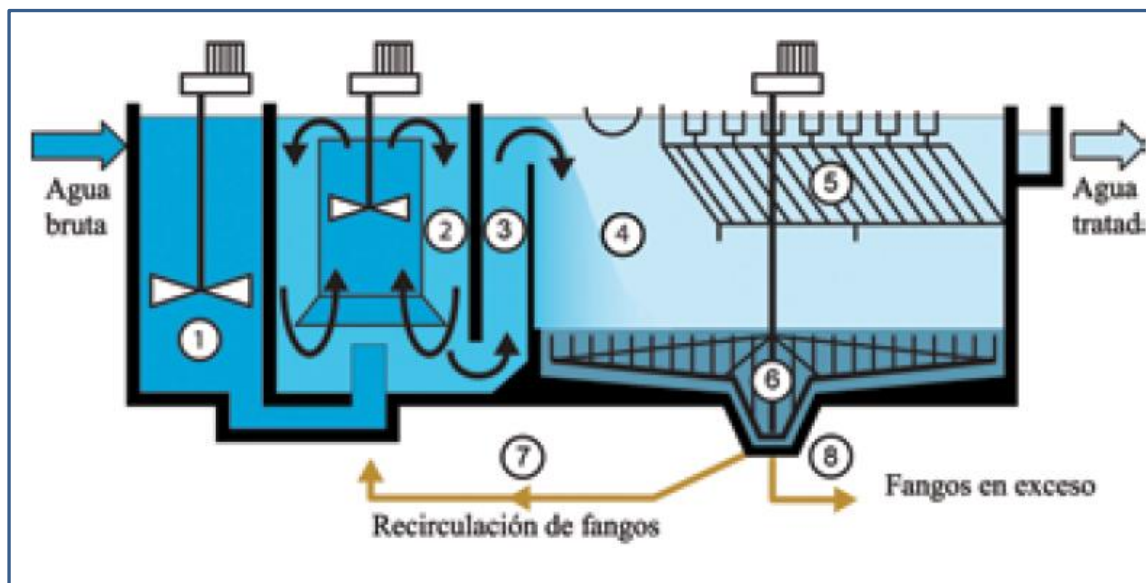


Figura 9. Esquema de un Densadeg [1]

Se compone (figura 9) de un mezclador rápido (1), un floculador con agitación (2), un floculador pistón (3), una cuba de decantación (4) (90% de los flóculos se sedimentan y espesan antes de ascender hacia la zona lamelar), una zona lamelar tabicada con canaletas de recogida almenadas (5), rasquetas de fondo (6), un circuito de retorno del fango espesado a cabeza del equipo (7) y un circuito de fangos en exceso (8).

El proceso de funcionamiento del Densadeg comienza en el mezclador, donde el agua bruta entra en contacto con el fango recirculado concentrado favoreciendo la decantación de los sólidos suspendidos. Los fangos recirculados multiplican la superficie de contacto y aceleran el fenómeno de aglomeración de flóculos. La floculación en el Densadeg es óptima si la ocupación de dichos flóculos en el floculador agitador es aproximadamente del 10%.

La siguiente parte es la floculación; se compone de dos reactores en serie (un agitador y un pistón). El floculador agitador es un reactor de fuerte energía que permite formar un flóculo

pequeño pero denso, consigue una buena mezcla agua-fango y agua-polímero (inyectado bajo la hélice) en todo el reactor y un buen barrido en el fondo. La alta velocidad de la hélice (2 o 3 veces la de una hélice de floculación estándar) permite cizallar los flóculos gruesos y ligeros; gracias al polímero se vuelven a formar flóculos más densos, dando lugar a una gran velocidad de decantación y una fuerte concentración de los fangos. El reactor de pistón produce un flóculo de tamaño medio, denso y homogéneo.

A continuación se produce la decantación lamelar, los flóculos residuales se retienen en los módulos lamelares aplicando el sistema de reparto aguas abajo; gracias a este sistema, los flóculos no sufren aceleraciones (como ocurriría aguas arriba) por lo que conservan su integridad. Además la uniformidad de las velocidades de paso no permite el ascenso local del fango y el agua decantada presenta la misma calidad en toda la superficie de recogida. Las rasquetas de fondo y el rastrillo permiten, gracias a la densidad de los flóculos, un espesamiento muy rápido.

El equipo posee las siguientes características en el tratamiento de aguas:

- Velocidad de decantación lamelar entre 15 y 100 m/h en función de la aplicación.
- Tratamiento avanzado de los sólidos en suspensión, de la DBO y del fósforo (< 1 mg/L)
- Capaz de soportar fuertes variaciones de carga.
- Volumen de fangos 10 veces menor que los sistemas convencionales.
- Utilización óptima de productos químicos
- Una puesta en servicio muy rápida (de 15 a 30 min).
- Versátil y prácticamente insensible a los cambios de calidad y caudal de agua bruta.
- Control automático de las funciones de arranque, parada y gestión de fangos.

3.1.2.1. Tamizado de superfinos

La segunda fase del tratamiento primario es el **tamizado de superfinos**. Una vez realizada la decantación con el Densadeg el agua se filtra a través de unos microtamices rotativos (1 mm de paso) cuya función es eliminar las pequeñas partículas en suspensión que existen a la salida del anterior proceso (figura 10). El agua atraviesa el tamiz mientras que los sólidos son retenidos, arrastrados por la rotación del cilindro y posteriormente evacuados. Esta fase

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

es necesaria debido a que el agua que llega a la fase de las membranas del secundario debe estar filtrada y sin partículas.

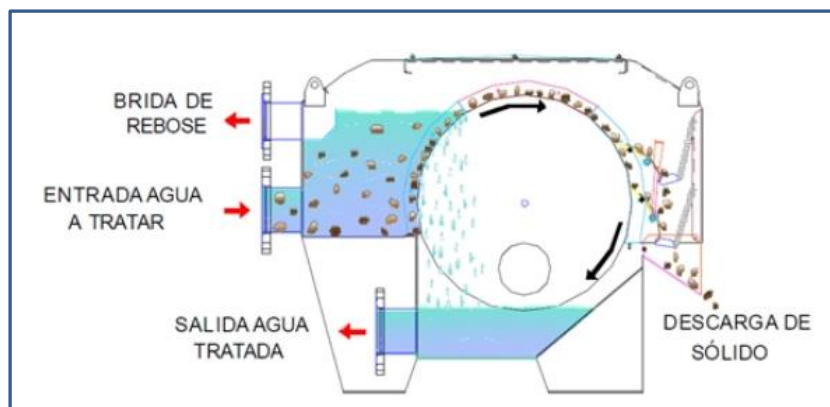


Figura 10. Tamiz rotativo

A continuación de los microtamices existe un **tanque de laminación** cuya función es la de regular el caudal de entrada al tratamiento biológico. El volumen de dicho tanque es de 3000 m³ aproximadamente. Permitiendo de esta forma que a las membranas llegue un caudal más constante.

En la figura 11 se presenta la línea de agua de los equipos que realizan el pretratamiento y en el tratamiento primario.

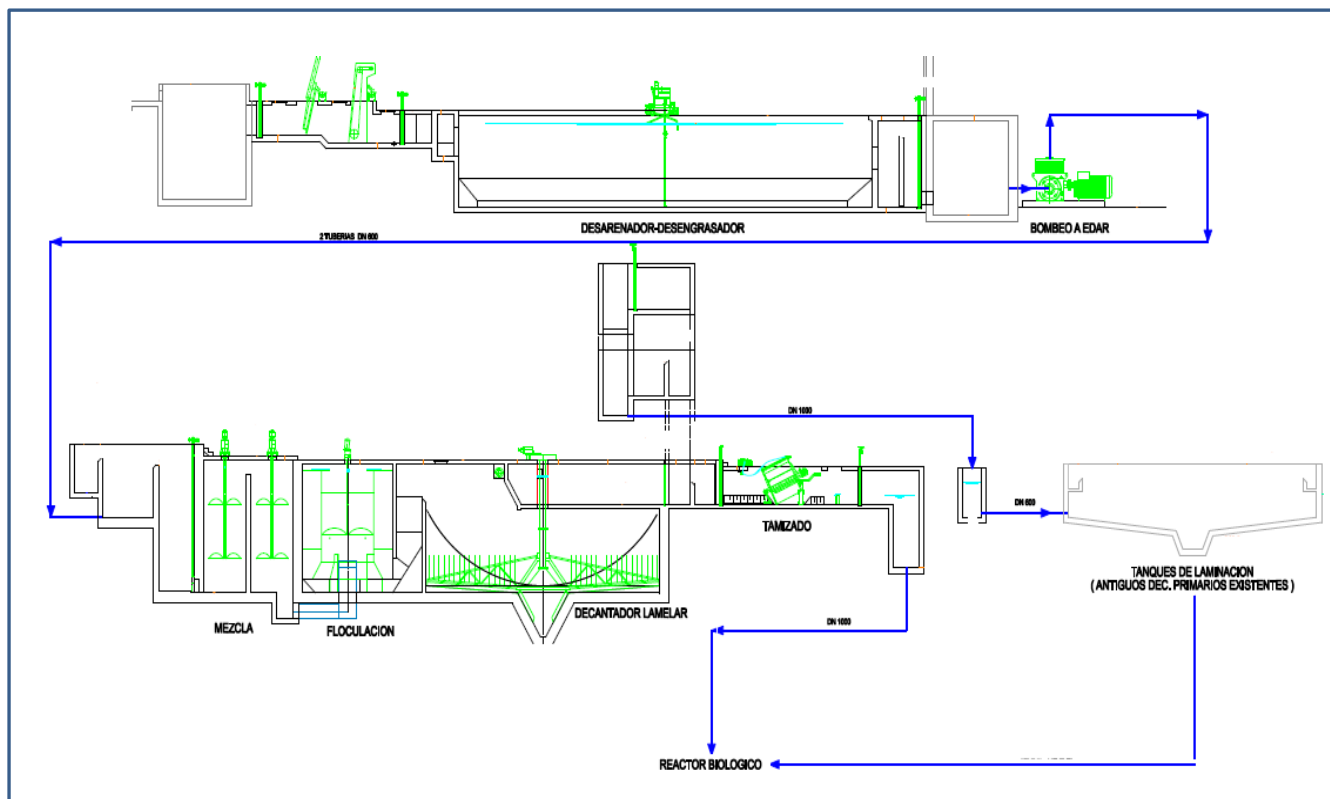


Figura 11. Esquema del pretratamiento y el tratamiento primario

3.1.3. Tratamiento secundario

La función del tratamiento secundario es la degradación sustancial del contenido biológico del agua residual. El sistema de tratamiento previsto para la estación, es el **Biorreactor de Membranas (BRM)**. Esta es una tecnología en fase de expansión que ha alcanzado ya la madurez, y cuyo campo de aplicación coincide perfectamente con el caso que nos ocupa, en el que se requiere una alta calidad del agua tratada, pues se trata de su aprovechamiento posterior en agricultura.

Los biorreactores de membranas combinan el proceso de **fangos activados** y la **filtración mediante membranas**. Su principal característica es la sustitución de la decantación secundaria, como sistema de separación de los fangos activados y del agua tratada, por dichas membranas. Permite una mayor flexibilidad de funcionamiento y una calidad del agua tratada mucho mayor, además de minimizar el espacio a utilizar.



Figura 12. Membranas de Zenón [1]

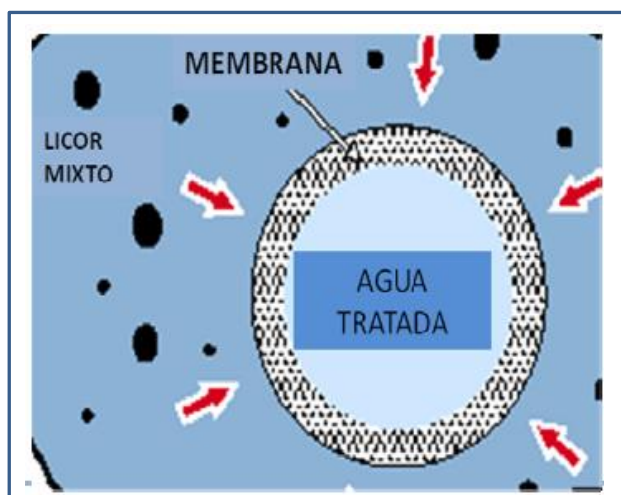


Figura 13. Filtración a través de la membrana [1]

La instalación propuesta está equipada con membranas de Zenón (figura 12), son membranas de ultrafiltración tubulares verticales de fibra hueca reforzada con un poro nominal de $0,04\ \mu\text{m}$, que operan de “fuera-adentro”, es decir, el agua fluye desde el exterior al interior de la fibra hueca, lo que significa que el interior de la fibra de membrana

solamente tiene contacto con el agua ultrafiltrada (figura 13). A diferencia de otro tipo de membranas que se encuentran en el rango de la microfiltración, al estar en el rango de la ultrafiltración, las membranas seleccionadas son capaces de eliminar moléculas disueltas de gran tamaño, partículas coloidales suspendidas, sólidos inertes y virus presentes en el agua residual que permanecen en el exterior de la membrana y nunca entran en su interior, de esta forma el ensuciamiento se produce en la parte exterior de la membrana, fácilmente lavable por distintos procesos que se detallarán posteriormente.

Otra característica de las membranas es un requerimiento de espacio muy inferior a las de tipo plano, debido a que los módulos son más compactos y a que la superficie de membrana por unidad de volumen es más elevada. Como se explicó anteriormente, existe un problema de espacio en la EDAR, por lo que gracias a esta configuración se puede subsanar dicha dificultad.

Con objeto de conseguir la máxima calidad de agua y una planta lo más compacta posible, simplificando al máximo las labores de explotación, se diseña el reactor para producir las reacciones de nitrificación – desnitrificación, dándose además reacciones de eliminación de fósforo por vía biológica. La tecnología BRM asegura una elevada calidad de agua tratada independientemente de la decantabilidad del fango, ya que los sólidos en suspensión y los coloides son retenidos en su totalidad. El agua tratada obtenida apenas contiene sólidos en suspensión y organismo patógenos.

3.1.3.1. Disposición del sistema

La membrana, sumergida en el licor mezcla (biológico), asegura la separación de la biomasa depuradora y del agua depurada. Sustituye de esta manera al proceso de clarificación tradicional y a una posible filtración terciaria.

Existen dos configuraciones para las membranas, internas (las membranas se encuentran en el propio biorreactor) o externas (las membranas se sitúan en el exterior del biorreactor en una cuba de filtración, por lo que es necesario una recirculación del licor mezcla entre las dos cubas).

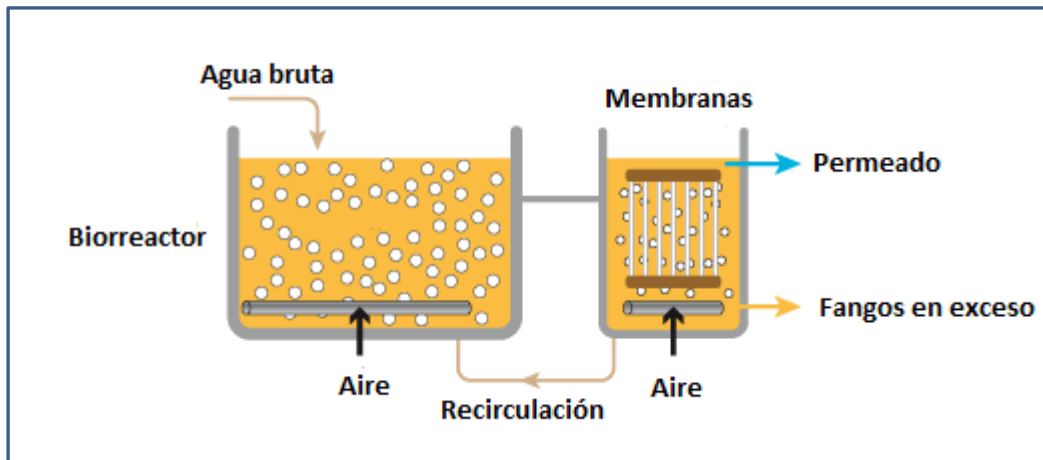


Figura 14. Detalle de la configuración con membranas exteriores [1]

Para la solución se propone la segunda configuración de **membranas sumergidas externas** (figura 14), ya que las condiciones del agua tratada son mejores que con la otra disposición (membranas internas).

En el **reactor biológico** tiene lugar las mismas reacciones biológicas de depuración de las cargas contaminantes que en los tratamientos convencionales, pero a concentraciones más elevadas, por lo que se reduce el tamaño del mismo. Desde la zona de filtración se produce una recirculación de fango a esta cuba con la finalidad de mantener las concentraciones del fango en los niveles deseados.

La **cuba de filtración** es el lugar donde se disponen las **membranas**. La filtración es sinónimo de fijación de las partículas retenidas sobre la pared externa de la membrana. Va a existir por tanto, la tendencia a impedir su trabajo de filtración debido a la colmatación progresiva. La colmatación de las membranas se va a limitar en una parte por la aeración secuencial en el reactor de membranas, así como de los lavados mecánicos y/o químicos a realizar periódicamente.

3.1.3.2. Principio de funcionamiento del proceso

El proceso que tiene lugar en el tratamiento secundario es el descrito a continuación. En la figura 15, se puede observar un esquema del proceso.

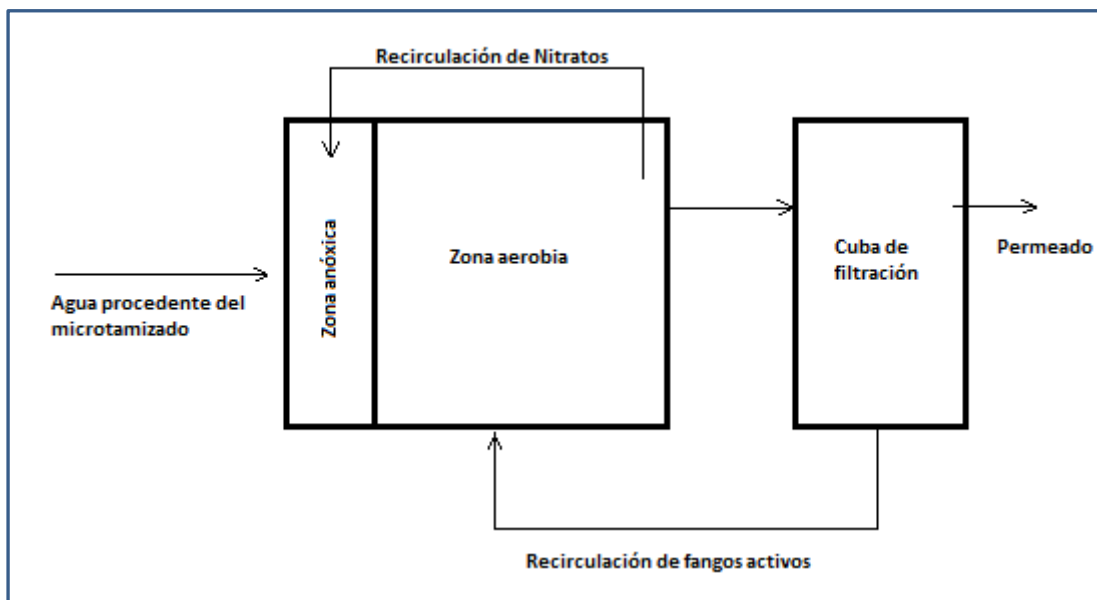


Figura 15. Detalle del proceso en el tratamiento secundario

El agua procedente del microtamizado entra al reactor biológico, el cual está dividido en dos zonas, la zona anóxica donde no hay suministro de oxígeno y la zona aerobia donde si lo hay.

En la zona anóxica del reactor biológico se produce la desnitrificación (obtención de nitrógeno-gas a partir de nitratos que se generan en la zona aerobia en presencia del oxígeno). En la zona aerobia se inyecta oxígeno para la eliminación de la materia orgánica del agua mediante el proceso de fangos activos, a su vez esta presencia de oxígeno provoca la formación de nitratos. Como se ve en la figura 15, un porcentaje de estos deben ser recirculados a la zona anóxica para su posterior desnitrificación.

El agua tratada que sale de la zona aerobia pasa a la cuba donde se encuentran las membranas. Realizado el proceso de filtración, el agua tratada pasa al permeado y los fangos activos depositados en la cuba son recirculados de nuevo a la zona aerobia pudiendo aumentar así la concentración del licor mezcla en el reactor, aumentando con ello el rendimiento del proceso.

3.1.3.3. Lavados químicos

En la zona de las membranas, las operaciones para la eliminación del colmatado, por medios físicos, son insuficientes para mantener a largo plazo la capacidad de filtración de dichas membranas o su permeabilidad, por tanto es necesario realizar lavados químicos. Los reactivos utilizados para realizar dichos lavados son: hipoclorito sódico y ácido cítrico. Estos reactivos se utilizan separadamente mediante ciclos diferenciados de lavado, siendo introducidos contra-corriente por retrolavado.

Se realizan varios tipos de lavado a las membranas, son los descritos a continuación:

- Lavado de mantenimiento: Se realiza preventivamente una o dos veces por semana. Es un proceso totalmente automatizado.
- Lavados de regeneración: Se realiza una o dos veces por año en función de la colmatación de las membranas o bajo decisión del operador. Este proceso se realiza de forma semi-automática.
- Retrolavado: Regularmente, el proceso de filtración se para procediendo a tener lugar un proceso de limpieza en contra-corriente, con el objetivo de eliminar todas las impurezas fijadas sobre la pared externa de las membranas. Este tipo de procesos se realiza cada 10-30 minutos de forma totalmente automática y sin reactivos químicos habitualmente.

La figura 16 representa la línea completa de agua de la estación de depuración. En esta figura se pueden ver los procesos que se dan en los tres tratamientos de la línea, pretratamiento, tratamiento primario y tratamiento secundario. En ella también se pueden observar las partes que se aprovechan de la línea de agua de las instalaciones antiguas de la planta, como es el tanque de decantación primaria (usándose como nuevo tanque de laminación), el reactor biológico, el decantador secundario y el depósito de agua tratada cuya finalidad será la misma para los tres, depósitos de agua tratada.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

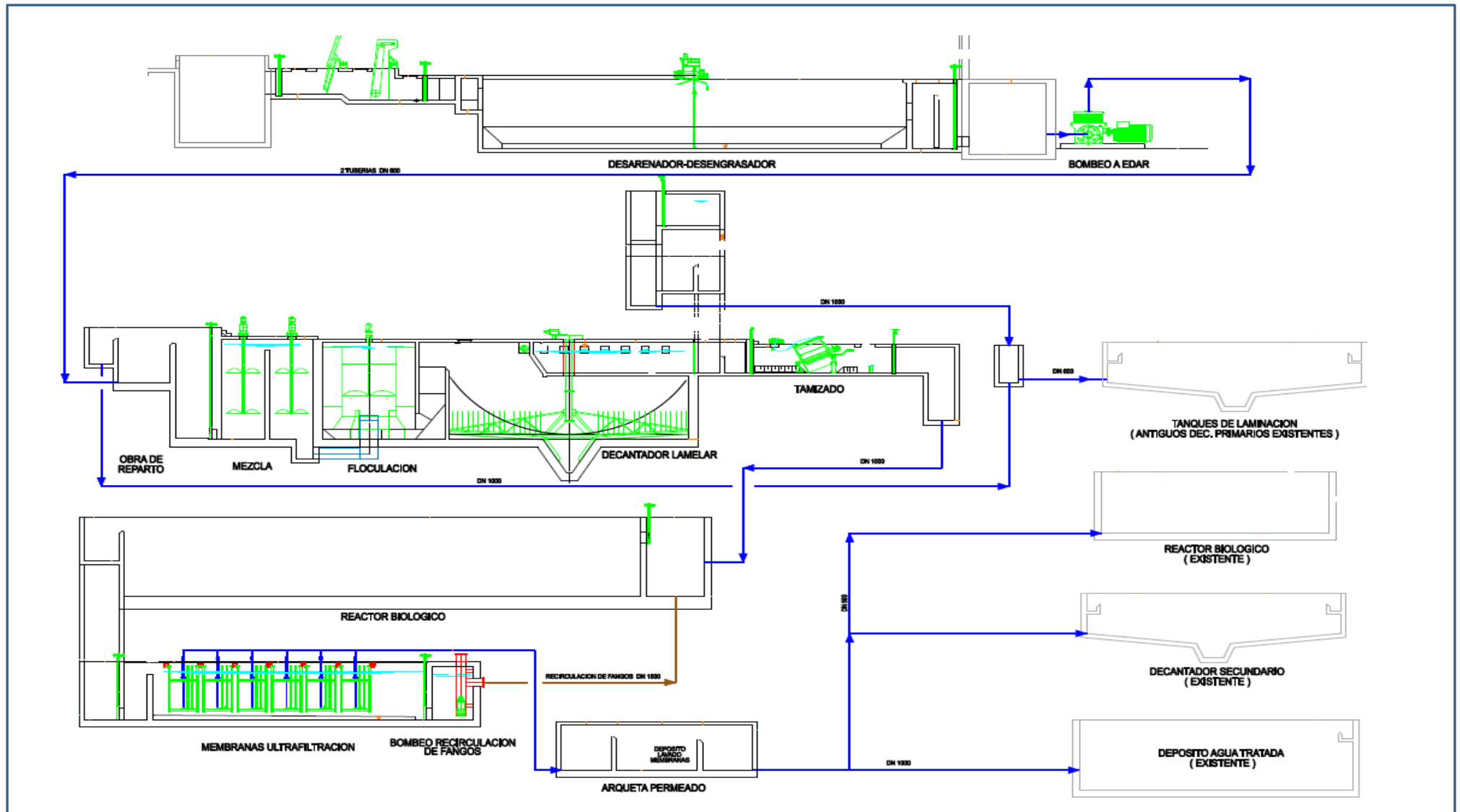


Figura 16. Línea de agua completa

3.2. Línea de fangos

En este apartado se va a describir la línea de fangos de la EDAR y todos los procesos que tienen lugar en esta línea.

El objetivo de la línea de fangos es reducir la cantidad de materia a transportar para disminuir los costes de transporte y mejorar las propiedades de dicho subproducto de orma que los costes de disposición final de los mismos también disminuyan.

Para el correcto diseño de una línea de fangos hay que tener en cuenta los tres aspectos siguientes:

- La calidad de los fangos a tratar
- La cantidad de los fangos a tratar
- Posible destino final del fango

La **calidad** del fango depende de la contaminación del agua bruta que llega a la estación, pero además también depende del tratamiento y por consiguiente de los procesos a los que se la ha sometido. Este punto tendrá un gran impacto sobre las previsiones de rendimiento de distintos procesos: impacto en la sequedad, en los caudales, en los reactivos y sus dosis, en los equipos a utilizar en la línea, entre otras.

Las **cantidades** de fango determinarán la inversión en los equipos y por ello repercutirá en las decisiones económicas. Cuando se realiza el diseño de una estación, se debe reducir de manera significativa la cantidad de residuos producidos en la depuración. Esta reducción puede tenerse en cuenta en la propia línea de agua por el empleo de reactivos o por el tratamiento biológico a muy baja carga.

Por último se debe diseñar según el **destino final del fango**, el cual va a tener una gran influencia sobre la selección de los equipos; necesidad de estabilizar, de higienizar, descartar algún reactivo, sequedad, producto final sólido, son algunas de las variables a tener en cuenta.

Los dos objetivos principales a conseguir en el tratamiento de fangos son:

- Reducción del poder de fermentación
- Reducción del volumen

El primero de los objetivos, **reducción del poder de fermentación**, se consigue por medio de diferentes procesos, como son: digestión, estabilización, secado o incineración. El segundo, **la reducción de volumen**, se consigue mediante los procesos de espesamiento, deshidratación (mecánica o térmica) y en caso de ser necesario a través de combustión.

Teniendo en cuenta lo anteriormente expuesto; la línea de fangos de la estación depuradora se compone de los siguientes procesos, que se pueden observar en la figura 16.

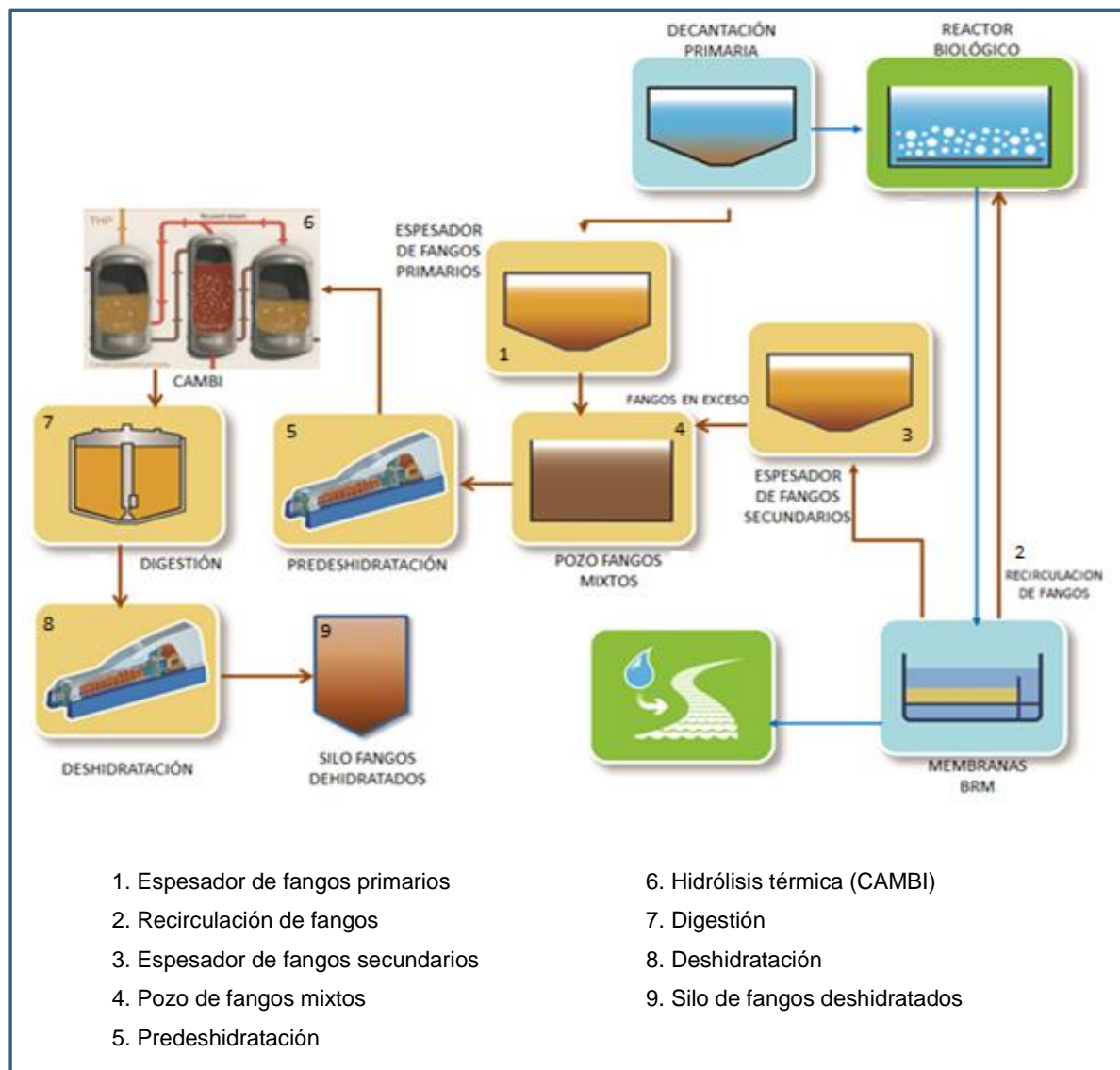


Figura 16. Línea de fangos

3.2.1. Espesamiento de fangos primarios

El **espesamiento** es la primera etapa en la reducción del volumen de los fangos extraídos en la línea de agua. Permite optimizar las etapas posteriores de acondicionamiento, estabilización y deshidratación reduciendo los costes. Aunque el espesamiento primeramente se puede ver como una inversión adicional, se compensa con su aportación a la línea y a los tratamientos posteriores. Dichas aportaciones son la reducción del tamaño del digestor y la eliminación de espesamientos posteriores a los procesos de estabilización y por lo tanto la disminución de retornos.

Los fangos primarios se espesarán en los propios decantadores lamelares Densadeg, y serán purgados a 35 g/l. Se dota a la instalación de la doble posibilidad de envío de los mismos al depósito de fangos espesados donde se mezclaran con los fangos del reactor biológico ya espesados, o bien directamente al proceso de digestión.

3.2.2. Bombeo de recirculación de fangos al reactor biológico

La cantidad de **fangos a recircular** se define en la función de las concentraciones de trabajo deseadas en las cubas biológicas y en las cubas de filtración. Para conseguir concentraciones en la cuba biológicas de 6,4 g/l y de 8,0 g/l en la zona de membranas, es necesario mantener un porcentaje de recirculación del 400% del caudal medio.

Con el objetivo de optimizar el consumo energético de la instalación, se propone mantener el llenado de las cubas de ultrafiltración por gravedad, realizándose el bombeo de recirculación de los fangos a cabeza del reactor mediante bombas de hélice. Conseguimos de esta forma disminuir la potencia de bombeo con su consiguiente ahorro de costes y explotación.

Dicho bombeo se realiza con seis bombas de hélice (una independiente por cada cuba de ultrafiltración, de 1.100-1.667 m³/h a 1,5-2 mca (metros de columna de agua), provistas de variadores de frecuencia, de manera que el control de caudal de recirculación se realizará de forma exacta. Cada una de estas impulsiones individuales, se conectará a un colector general que conducirá el caudal de recirculación a la arqueta de reparto a tratamiento biológico.

3.2.3. Espesamiento de fangos biológicos

Los fangos en exceso se espesan en tambores mediante el proceso de **espesamiento dinámico**. Las características principales de este tipo de espesamiento son la rapidez del proceso y los buenos resultados de concentración.

El espesamiento de fangos dinámicos acelerado para fangos biológicos permite:

- Suprimir grandes espesadores estáticos que con este tipo de fango poseen menores prestaciones.
- Mayor poder de espesamiento lo que permite reducir el tamaño aguas debajo de la instalación.
- Mayor rapidez de espesamiento permitiendo el tratamiento de fangos lo más frescos posibles.



Figura 17. Tambor espesador

Para la línea de fangos de la EDAR, se instalan dos tambores espesadores (como el de la figura 17), de 45 m³/h de caudal unitario. Se espera obtener una concentración del fango espesado de 45 g/l, con lo que el volumen diario de fangos espesados será de 237,9 m³/d.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

El fango, en este proceso de espesamiento, precisa un acondicionamiento con polielectrolito, dosificándolo en el depósito de fangos mixtos. El polielectrolito se preparará a una concentración de unos 3 g/l en un grupo compacto de preparación de 1.000 l, provisto de tolva de almacenamiento, dosificador volumétrico, cubas de preparación y maduración y electroagitadores de mezcla y dilución. Posteriormente, el polielectrolito se diluirá en línea hasta una concentración de 0,5 g/l. Se prevé una dosis máxima de diseño de 4 kg/t MS, aunque los equipos de dosificación se calculan teniendo en cuenta una dosis máxima de 6,1 kg/t MS.

La dosificación de dicho polielectrolito se realiza mediante tres bombas de tornillo (una en reserva), de 590 l/h de caudal máximo unitario.

Este proceso se puede ver esquematizado en la figura 18.

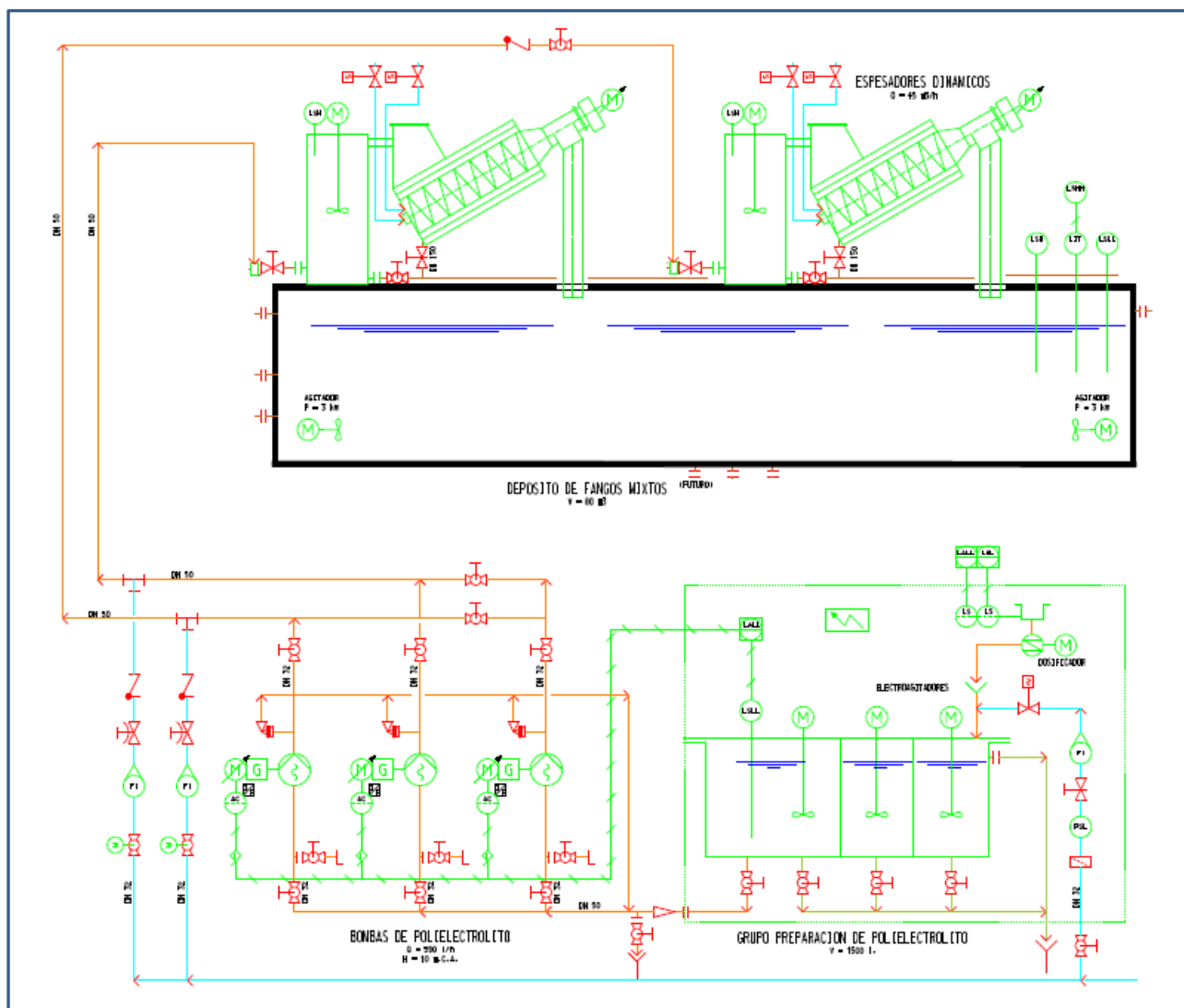


Figura 18. Esquema del proceso de espesamiento de fangos biológicos

3.2.4. Depósito de mezcla de fangos y bombeo a predeshidratación

Tanto los fangos primarios como biológicos espesados se dirigen al **depósito de almacenamiento** previo al bombeo a la digestión. La mezcla de fangos tendrá una concentración de 40 g/l.

El depósito tendrá un volumen de 80 m³, lo que supone una capacidad de almacenamiento superior a 3 horas e incluye dos agitadores sumergibles de 3 kW.

El bombeo de fangos a predeshidratación se realizará mediante dos bombas de tornillo helicoidal, una por cada centrífuga más una en reserva, de 30 m³/h de caudal máximo unitario, equipadas con variador mecánico de velocidad.

Igualmente se ha dota a la instalación de la posibilidad de envío de los fangos mixtos directamente al digestor, con el fin de disminuir el consumo energético en función de la carga y tipología de los fangos.

3.2.5. Predeshidratación de fangos

Para el correcto funcionamiento de la hidrólisis térmica se ha de concentrar el fango hasta una sequedad de 16,5% antes de ser introducido al proceso. Para ello se instalarán dos **centrifugas de predeshidratación** capaces de conseguir una carga másica máxima de 1.200-1.250 KgMS/h y para un caudal unitario de operación de 30 m³/h.

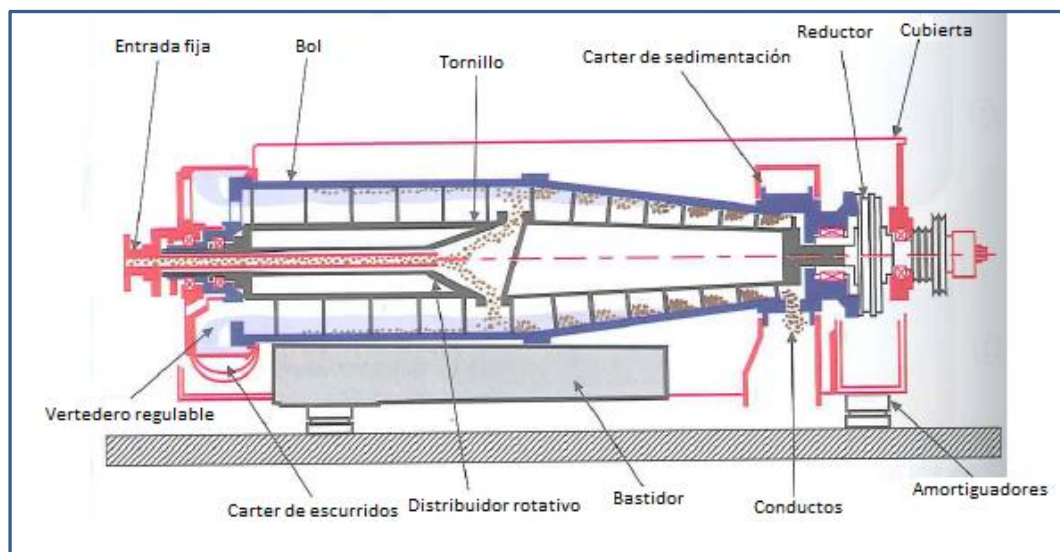


Figura 19. Esquema de una centrífuga [1]

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Las centrífugas (figura 19), al igual que las de deshidratación común, se componen de un rotor cilíndrico cónico que gira entre dos cojinetes soportados por un bastidor. El rotor se compone de un bol de decantación, un tornillo transportador y un reductor e incluye un motor eléctrico gobernado por un variador de frecuencia. El accionamiento se produce mediante un motor principal de 75 kW y un generador para el sinfín de 15 kW, cada uno de ellos equipado con un variador de frecuencia, lo que permite optimizar de forma independiente la velocidad del bol y el tornillo. El principio de funcionamiento de la centrífuga sigue el sistema de contracorriente ya que permite alcanzar mayores sequedades del fango con caudales máxicos importantes.

El fango, como en cualquier proceso de sequedad mediante centrifugación precisará de una dosificación de polielectrolito (figura 20). Se prevé una dosis media de diseño de 5 kg/ton MS, aunque los equipos de dosificación se calculan teniendo en cuenta una dosis máxima de 5,2 kg/ton MS. El polielectrolito se preparará a una concentración de unos 3 g/l en un grupo de preparación de 3.000 litros de capacidad. Posteriormente, el polielectrolito se diluirá en línea hasta una concentración de 0,5 g/l. La dosificación de se realizará mediante dos bombas de tornillo (una en reserva), de 2.500 l/h de caudal máximo unitario.

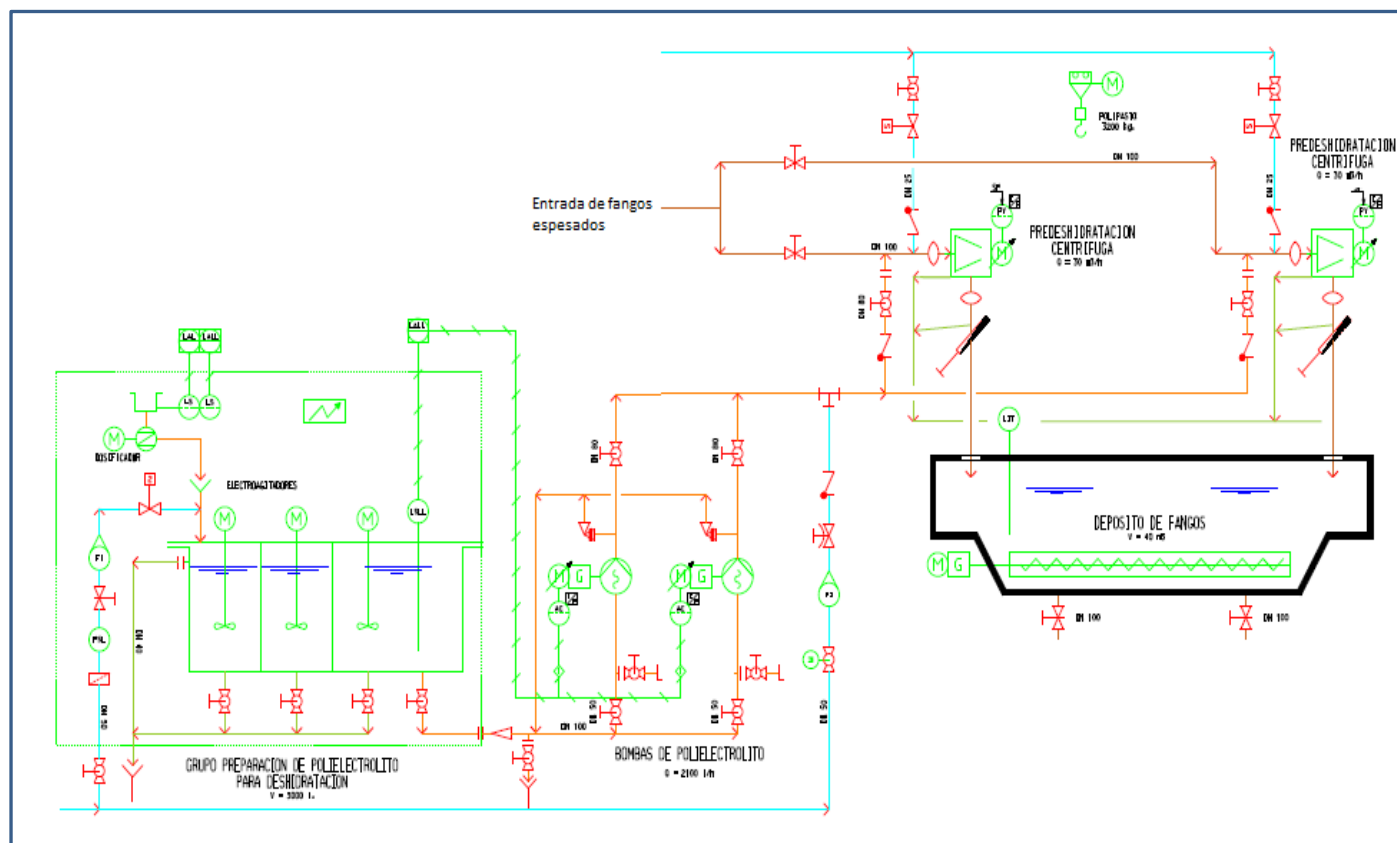


Figura 20. Esquema del proceso de predeshidratación

Los fangos predeshidratados en las centrífugas, con una sequedad del 16,5%, serán conducidos hasta el depósito de fangos predeshidratados, como se puede ver en la figura 20; en el cual se instalará su consiguiente sistema de agitación, con el fin de evitar apelmazamiento en el mismo. El depósito dispondrá de un volumen de almacenamiento de 40 m³. La función de este depósito es la posibilidad de alimentación variable a la primera etapa de la termohidrólisis, proporcionando así mucha más flexibilidad al sistema.

La alimentación a la hidrólisis térmica se realizará desde el depósito mediante dos bombas (una de reserva) de tornillo helicoidal de 12 m³/h de capacidad máxima unitaria, a 3 bares, provistas de variador de frecuencia.

Al igual que en puntos anteriores y con el fin de flexibilizar el funcionamiento de la línea de fangos, la instalación permitirá el envío directo de los fangos predeshidratados al digestor, posibilitando a su vez el funcionamiento de la línea en periodos de mantenimiento de la termohidrólisis.

3.2.6. Hidrólisis térmica (termohidrólisis)

Tras la predeshidratación, los lodos pasan al proceso de **hidrólisis térmica**. A esta etapa del proceso se la denomina acondicionamiento del fango. Aunque los fangos ya están floculados (fangos activos) su resistencia a la filtración y su factor de compresibilidad son demasiado elevados como para asegurar una correcta separación entre el agua y la materia.

Un acondicionamiento del fango adecuado es la base para el buen funcionamiento de la posterior etapa de deshidratación y permitirá alcanzar los objetivos buscados respecto a la sequedad final, costes de explotación y uso del fango.

El tipo de acondicionamiento que se le va a dar al fango en la estación de depuración es de tipo térmico, esto provoca las siguientes ventajas en el fango a tratar:

- Mejora la estructura del fango para su filtración.
- Alta sequedad.
- Producción de fango deshidratado esterilizado con gran espesamiento
- Aumento de la cantidad de biogás generado
- Estabilidad de resultados



Figura 21. Termohidrólisis

El proceso de hidrólisis se realiza en un equipo llamado Termohidrólisis (figura 21). Comienza con el envío del fango a un primer depósito denominado **Pulper** (figura 22) donde son calentados, a presión atmosférica (1 bar), a temperaturas cercanas a 100°C, mediante la recirculación y utilización de vapor flash del propio proceso de hidrólisis.

A continuación los fangos pasarán a una segunda etapa denominada de **reacción** donde se les aplica vapor saturado directo a 6-7 bares para hacerlos “hervir” y mantenerlos a una temperatura de 165°C aproximadamente durante unos 30 minutos. Posteriormente se despresuriza rápidamente la etapa de reacción pasando de 7 a 3 bares, comunicándose con el Pulper, que aprovecha el vapor flash para calentar el nuevo fango entrante, como habíamos dicho anteriormente. Se vuelve a despresurizar el sistema de reacción de 3 bar a 1,2 bar y los lodos pasan automáticamente a una tercera fase hacia el depósito denominado **Flash Tank** en el cual pierden presión y temperatura (hasta unos 100-105°C), cediendo la energía diferencial también al Pulper por medio del vapor flash.

El aprovechamiento del vapor en el Pulper reduce el salto térmico necesario final, dando adicionalmente más estabilidad a la operación y facilitando la puesta en marcha del proceso. El sistema de hidrólisis es cerrado, sin fuga de olores, y sin pérdidas de energía.

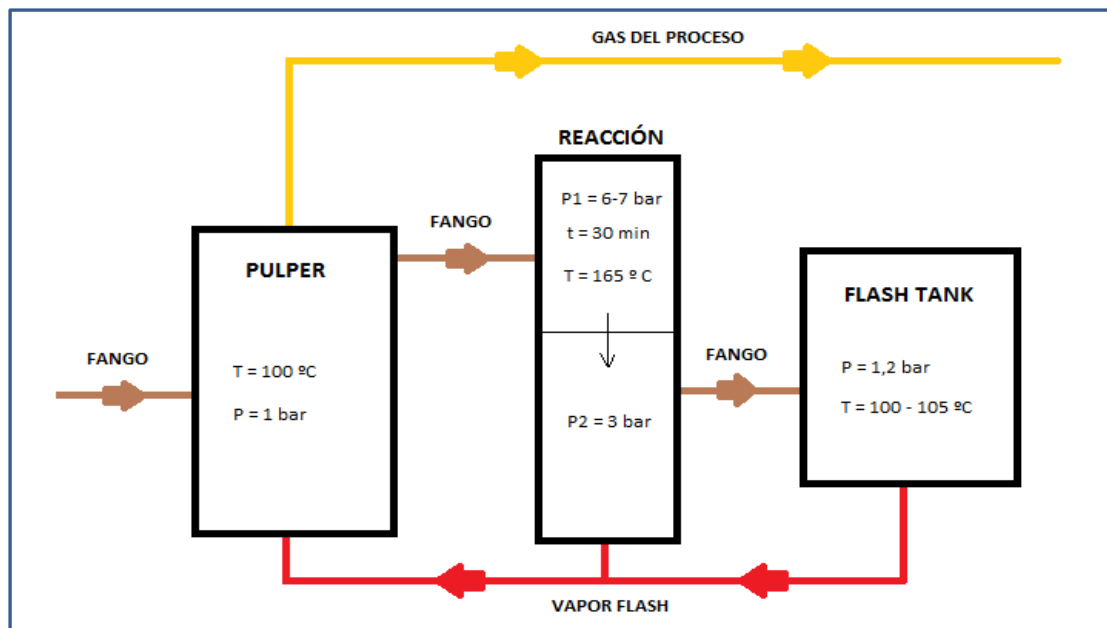


Figura 22. Esquema del proceso de hidrólisis térmica en el CAMBI

Las claves del proceso de hidrólisis térmica son:

- Alimentación a altas concentraciones de materia seca con lo que se optimiza el consumo de vapor.
- La inyección directa del vapor vivo y el aprovechamiento del vapor flash evitando la utilización de intercambiadores y su mantenimiento asociado.

3.2.7. Digestión anaerobia

La digestión se encuentra dentro de la fase de estabilización del fango, se entiende como estabilización a los procesos que permiten:

- Utilizar el poder fermentable de los compuestos más fácilmente biodegradables para eliminarlos, permitiendo de esta manera un fácil almacenamiento y disminuyendo la cantidad de fango a evacuar de la estación.
- Bloquear las fermentaciones anaerobias que son origen de malos olores y dificultades en la posterior deshidratación.
- Generar biogás a través de la eliminación de la materia volátil.

Para controlar las fermentaciones de la materia orgánica hace falta eliminar la fracción fácilmente biodegradable por vía biológica, bien de forma aerobia o de forma anaerobia.

Para bloquear las fermentaciones descontroladas es necesario inhibir los microorganismos activos presentes en el fango modificando distintos parámetros: temperatura, pH o eliminación de agua.

Para la etapa de **la digestión** en el tratamiento de fangos de la EDAR se ha optado por una digestión anaerobia (fermentación en ausencia de oxígeno). Este tipo de fermentación tiene uno de los mayores poderes de destrucción celular en el mundo biológico, lo que permite la eliminación de gran cantidad de MO (materia orgánica), estabilizándola y transformándola en el mayor grado posible, en gas metano y gas carbónico.

La producción de gas es el criterio más representativo para analizar la calidad de la digestión que se lleva a cabo. Depende fundamentalmente de tres factores: temperatura, tiempo de retención y grado de estabilización de la MO entrante en la digestión.

Existen tres tipos de fermentación dentro de la digestión anaerobia, son la fermentación mesófila (temperaturas cercanas a 35°C), fermentación termófila (temperaturas entre 50-60°C) y la tercera es una combinación de las dos fermentaciones anteriores que se denomina digestión en dos fases.

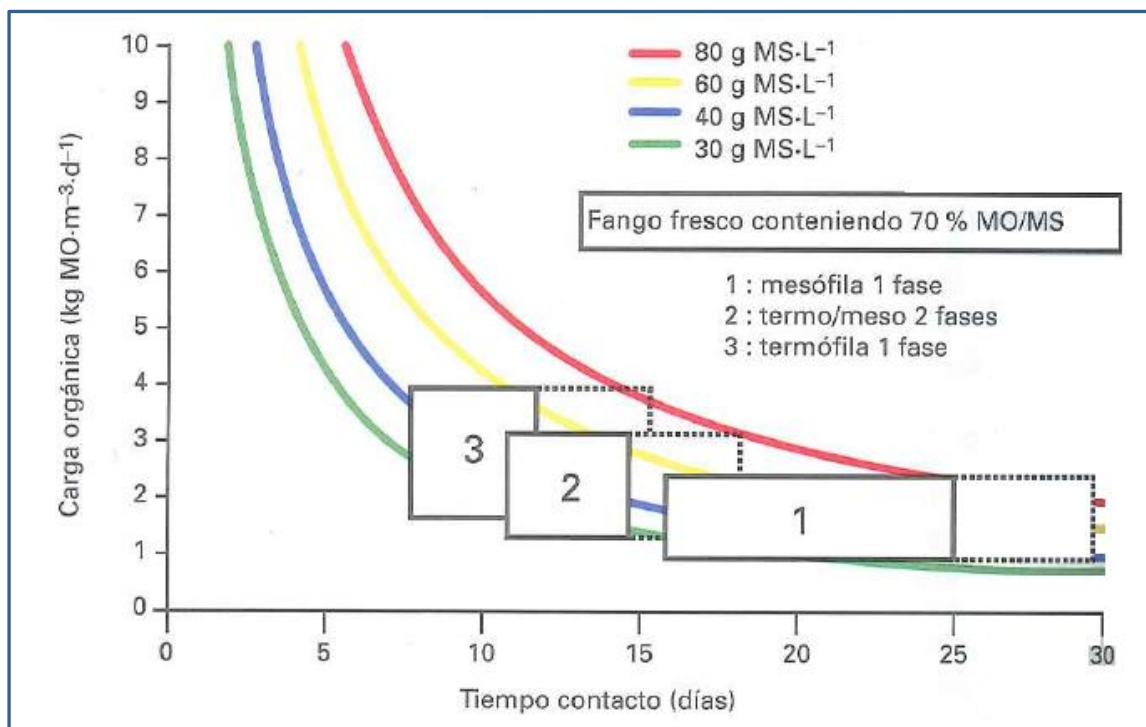


Figura 23. Zonas de buen funcionamiento de los diferentes tipos de fermentación [1]

Para la selección del tipo de fermentación en una línea de fangos hay que tener en cuenta los tres factores representativos de la calidad del gas generado comentados anteriormente (figura 23), aunque aparte existen otros tres factores que mejoran los rendimientos de los digestores: intensidad de agitación, alimentación regular y cantidad y naturaleza de la MO.

Teniendo en cuenta lo expuesto anteriormente, para la línea de fangos diseñada se va a realizar el proceso de **digestión en dos fases**. Este proceso disminuye el tiempo de retención y por lo tanto los volúmenes de la digestión, permite aceptar variaciones de carga mucho mayores (variaciones en la cantidad del fango) que el proceso clásico de fermentación mesófila, permite tratar fangos más viscosos y por último se asegura una mayor calidad del fango.

La digestión anaerobia en dos fases se trata de un proceso basado en la separación de las dos etapas principales de la digestión: la etapa de hidrólisis / acidificación y la etapa de acetogénesis / metanogénesis.

3.2.7.1. Explicación del proceso de digestión

El objetivo de este tipo de digestión es disociar las dos etapas para optimizar el proceso, una primera fase donde principalmente se realiza la hidrólisis de la MO y una segunda fase donde se produce el biogás. La mezcla de fangos en el digestor estará permanentemente homogeneizada por un sistema de agitación y a una temperatura constante gracias a una recirculación de fangos en un intercambiador de calor externo (figura 24).

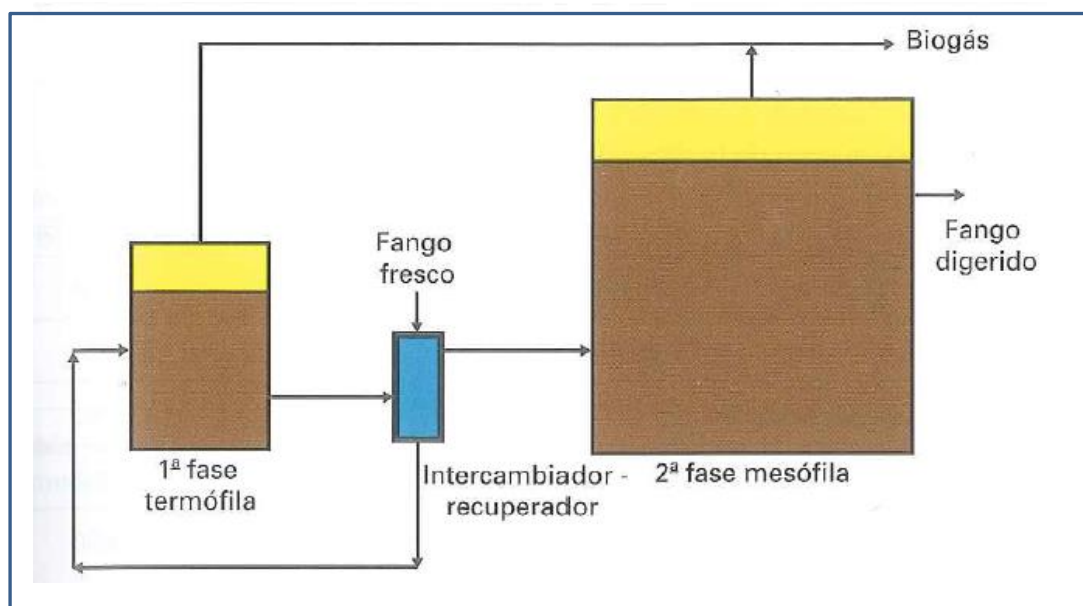
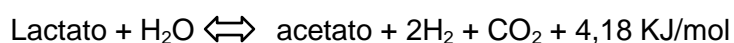


Figura 24. Esquema de la digestión anaerobia en dos fases [1]

La fermentación anaerobia es realizada por poblaciones bacterianas complejas que, en condiciones ambientales determinadas, forman asociaciones estables.

La primera etapa de hidrólisis y acidificación se realiza en la fase **termófila** de la fermentación, un primer grupo bacteriano (especies heterótrofas extremadamente diversas: anaerobias estrictas o facultativas) transforma los compuestos orgánicos complejos en otros más simples. Estos compuestos son: ácidos grasos volátiles (ácido acético, propiónico, butírico), compuestos neutros (etanol), productos gaseosos (CO₂ y H₂) y amonio.

A continuación se realiza en la fase **mesófila** la etapa de acetogénesis, un segundo grupo de bacterias (a partir de los metabolitos de la primera fase y mediante bacterias reductoras de protones) produce hidrógeno y acetato a partir de la descomposición de los AGV (ácidos grasos volátiles):



Dentro de esta fase mesófila se da lugar la última etapa de la digestión, la metanogénesis. Un grupo de bacterias, llamadas metanogénicas, transforman el hidrógeno y el acetato, tras un tiempo de retención adecuado (entre 15 y 20 días), en metano (CH₄) y gas carbónico (CO₂). Este proceso se esquematiza en la figura 25.

El proceso de digestión descrito en el punto anterior, permite la reducción de la cantidad de fangos, al tiempo que se produce energía en forma de biogás. El biogás producido en el proceso tiene composición en metano del 60 al 65%, debido a estos valores posee un gran poder energético. Este potencial se utiliza principalmente para asegurar el calentamiento de los fangos del proceso, y, además, se puede emplear para producir energía eléctrica o térmica.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

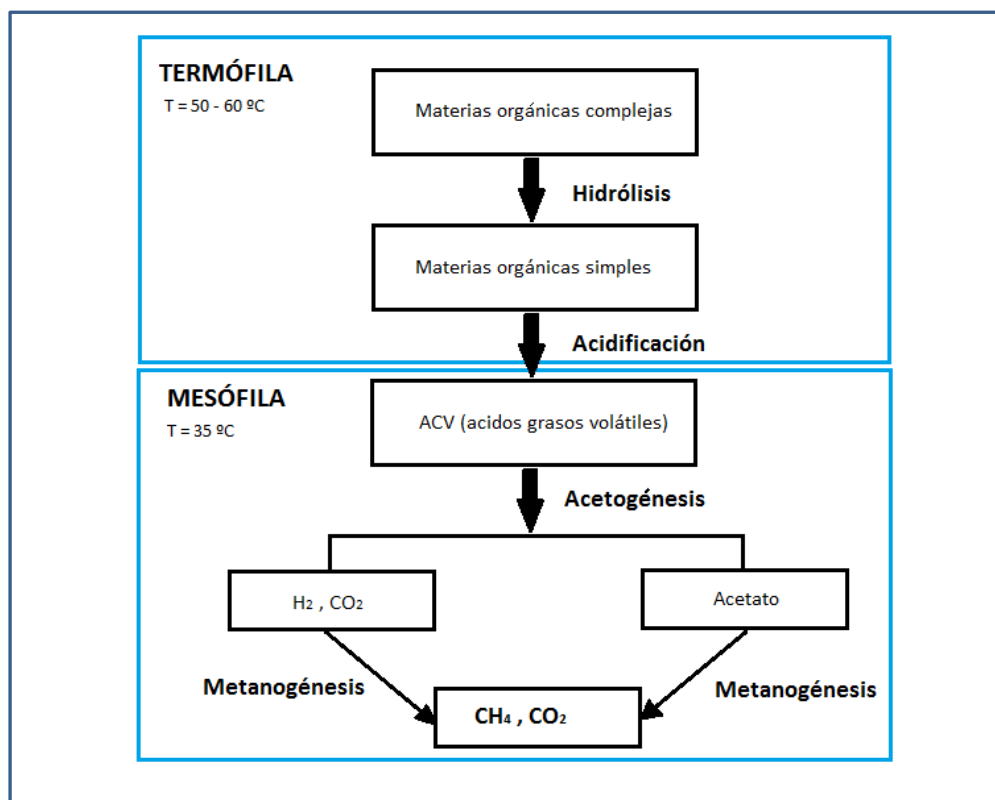


Figura 25. Esquema del proceso de digestión [1]

La instalación cuenta con un depósito de fangos digeridos de 460 m³, que con la producción de fangos digeridos, requiere un tiempo de almacenamiento superior a 2,3 días. Por este motivo se ha previsto utilizar este depósito existente ya que cumple con las características necesarias para el tratamiento propuesto.

3.2.7.2. Digestión adoptada

Debido a que la planta dispone actualmente de un digestor de 5.000 m³, provisto de todos sus equipos periféricos, se ha considerado su aprovechamiento ya que para el proceso previsto y gracias a la incorporación de la hidrólisis térmica en la línea de tratamiento del fango, el digestor cumple con las características necesarias para el tratamiento.

Con el digestor existente, las condiciones de operación de la digestión serán las siguientes:

- Tiempo de retención en digestión, 25,2 días
- Carga de materia volátil, 3,21 kg MV/m³/día
- Carga de sólidos totales 3,97 , kg MS/m³/día

En estas condiciones, la eliminación prevista de materia volátil en el proceso de digestión será del 52% y las características del fango digerido serán:

- Materia mineral, 3.808 kg MM/día
- Materia volátil..... 7.710 kg MV/día
- Producción de fangos digeridos 11.518 kg MS/d
- Volumen de fangos digeridos, 198,7 m³/d
- Concentración de fangos digeridos, 58 g/l

La digestión eliminará 8.352 kg MV/día. Considerando una producción específica de biogás de 0,90 m³/kg MV eliminada, la producción prevista de gas es de 7.517 Nm³/d.

Con objeto de evitar una elevada concentración de sulfhídrico en el biogás, se ha previsto la dosificación de cloruro férrico en la entrada del digestor. Se prevé una dosis de 2 ppm, para lo cual se contará con un depósito de almacenamiento de 25 m³ y dos bombas dosificadoras de 30 l/h (una de reserva).

3.2.8. Deshidratación de fangos

Una vez que los fangos han pasado por el digestor, el siguiente proceso al que se le somete es la deshidratación. Al igual que en la predeshidratación, este proceso se realiza mediante centrifugas.

El funcionamiento de estas centrifugas es el mismo que en el proceso realizado anteriormente en la línea de fangos. Cada equipo se compone de un rotor tubular cilindro cónico de una sola pieza que le permite trabajar a elevadas revoluciones, soportado entre rodamientos, equipado con un transportador interior para la extracción de sólidos y de flujo a contracorriente ya que este permite alcanzar mayores sequedades del fango trabajando con mayores caudales máxicos.

El conjunto rotante, la carcasa, así como todas las partes en contacto con el líquido están contruidos en acero inoxidable AISI-316L, que lo hace especialmente resistente para la depuración de aguas residuales.

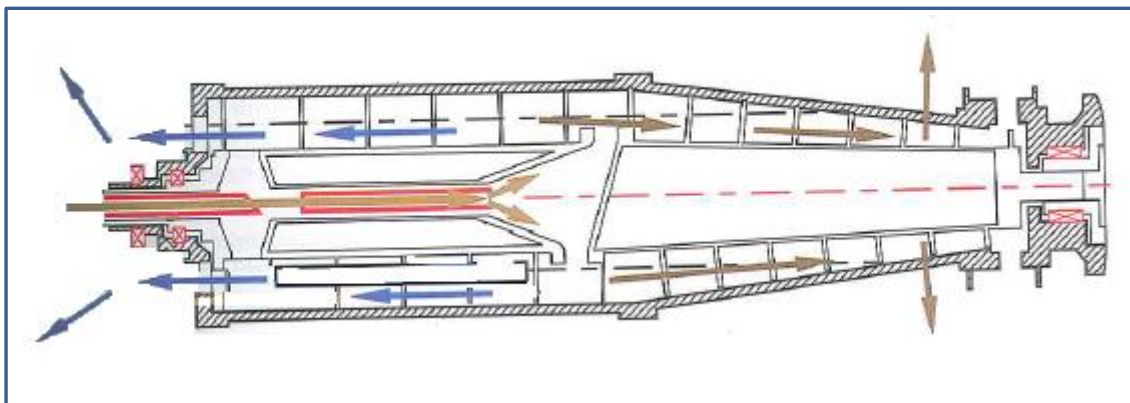


Figura 26. Flujo a contracorriente en una centrifuga [1]

La alimentación a centrifugas se realizará mediante tres bombas de tornillo helicoidal de 20 m³/h de caudal máximo, de manera que es necesario un reemplazo del sistema existente, ya que no cumple con este requisito de caudal, por un nuevo sistema de bombeo.

La instalación propuesta para este proceso, consta de tres centrifugas, dos de ellas ya existentes en la primera fase, de un caudal unitario de 16 m³/h. Con este caudal, el tiempo de operación previsto de las centrifugas es de 5 días por semana y 11,7 h/d.

Para el acondicionamiento del fango con polielectrolito se prevé una dosis máxima de diseño de 6 kg/t. El grupo de polielectrolito actual de la sala de deshidratación se encuentra en perfectas condiciones y cumple los requerimientos del sistema, por lo que será reutilizado. El polielectrolito se preparará a una concentración de unos 3 g/l en dicha unidad, diluyéndose posteriormente en línea hasta una concentración de 0,5 g/l.

La dosificación de polielectrolito se realiza mediante bombas de tornillo helicoidal, de 3.080 l/h de caudal máximo unitario. Es necesario un nuevo grupo de 4 bombas reemplazando las actuales ya que el existente no cumple los requerimientos necesarios.

El fango a la salida de cada una de las centrifugas es vertido a unos tornillos transportadores, encargados de enviar el fango a los silos.

3.2.9. Almacenamiento de fangos deshidratados

La producción prevista de fangos deshidratados al $34 \pm 2\%$ de sequedad será de 41,24 m³ por día de trabajo. Se consigue esta elevada concentración gracias a la existencia previa de la hidrólisis térmica.

El transporte de fangos al silo se efectuará mediante tornillos transportadores especialmente diseñados para trabajar con fangos deshidratados. Los silos existentes tienen una capacidad de 160 m³, por lo que con la producción prevista se justifica una autonomía superior a 3,88 días de trabajo. Razón por la cual, no es necesario incrementar la capacidad de almacenamiento de fangos de la planta.

3.3. Línea de gas

Tras la descripción del proceso de tratamiento de fangos, en este apartado se describe el tratamiento que se le da al gas generado en el proceso de digestión. Este gas generado (en su mayoría metano) tiene dos tratamientos distintos en la planta de depuración, o bien almacenamiento del mismo o bien transformación en energía eléctrica para su posterior aprovechamiento en otros procesos.

3.3.1. Almacenamiento de gas

Como se ha dicho anteriormente, una parte del gas generado en el proceso de digestión se almacena, el lugar donde se realiza dicho almacenamiento es el gasómetro.

La producción prevista de gas en la digestión del fango es de 7.517 Nm³ /d. La medida de la producción de gas se realiza mediante medidor de caudal másico, situado en la salida del digestor hacia el gasómetro.

La instalación existente cuenta con un gasómetro de membrana de 510 Nm³/h. Se ha previsto aprovechar este equipo para almacenar el gas producido, lo que supone una capacidad de almacenamiento del 6,8% de la producción media diaria, y una autonomía de las calderas de más de 8 h.

3.3.2. Eliminación del excedente

Para quemar el excedente de gas que se genera, se instalará una antorcha (figura 27) capaz quemar un caudal máximo de gas de 500 m³/h, lo que equivale a 1,5 veces la producción media horaria.

Esta antorcha incluye encendido automático, válvula antiexplosión, apagallamas y una válvula reguladora de caudal de gas.

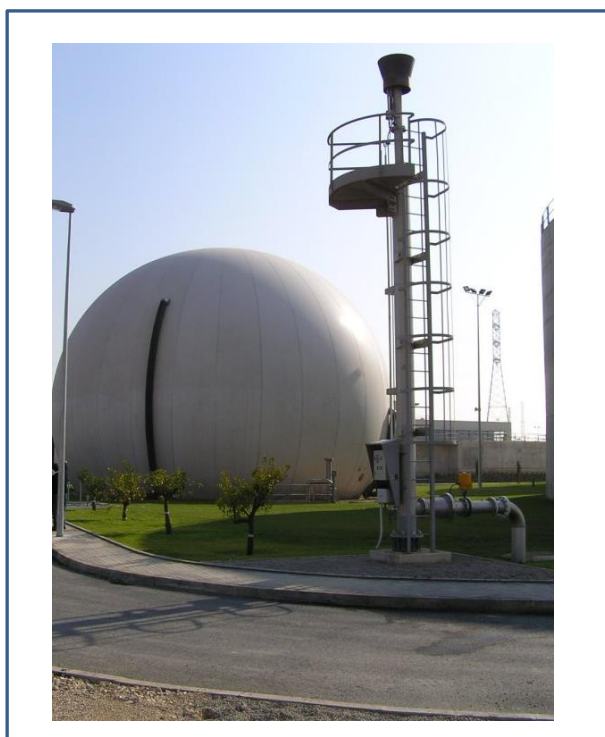


Figura 27. Gasómetro y antorcha

3.3.3. Aprovechamiento energético del biogás producido

El biogás producido, en una fracción cercana al 90%, será introducido en un módulo de cogeneración (figura 28) que generará energía eléctrica de origen renovable, reduciendo las necesidades totales de electricidad de la planta depuradora.

La fracción de biogás restante será enviada al quemador de biogás situado en la caldera de recuperación que generará el vapor saturado necesario para las necesidades caloríficas de los reactores del proceso de hidrólisis.



Figura 28. Módulo de cogeneración

El calor de los gases de escape de salida del grupo de cogeneración será recuperado en la citada caldera de recuperación para la generación de vapor saturado (figura 28).

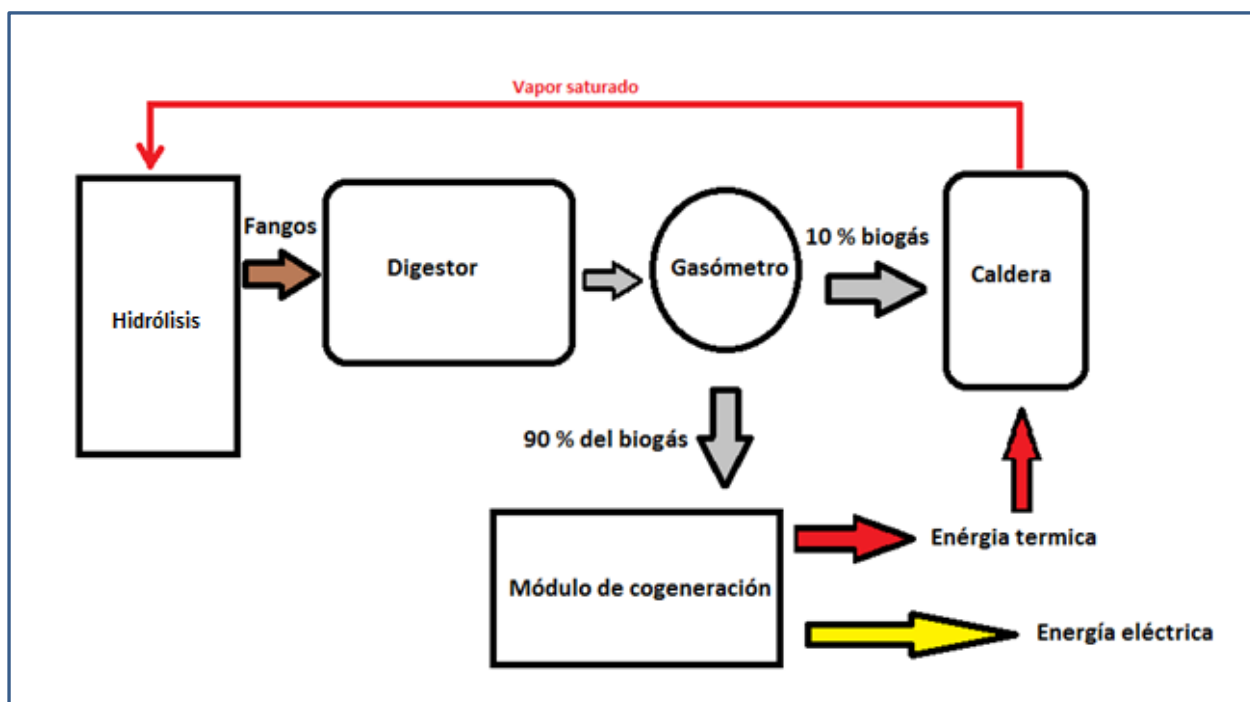


Figura 28. Línea de gas y utilización

3.4. Resumen de los procesos en la estación

A continuación se presenta un resumen, en la tabla 5, de todos los procesos, equipos principales y acciones sobre el agua bruta que se dan en las líneas de la estación depuradora.

Línea	Proceso	Equipo principal	Acción
Agua	Pretratamiento	Desbaste grueso	<ul style="list-style-type: none"> - Proteger los procesos posteriores de la llegada de objetos grandes. - Separar y evacuar las materias más voluminosas arrastradas por el agua bruta.
		Desbaste fino	<ul style="list-style-type: none"> - Proteger los procesos posteriores de la llegada de objetos grandes. - Separar y evacuar las materias, que no han sido eliminadas en el desbaste grueso, arrastradas por el agua bruta.
		Desarenado	<ul style="list-style-type: none"> - Extracción de gravas, arenas y partículas minerales más o menos finas, así como los elementos filamentosos del agua bruta.
		Desengrasado	<ul style="list-style-type: none"> - Separación de los productos de densidad ligeramente inferior a la del agua (grasa, aceites) que están en el agua bruta.
		Bombeo a EDAR	<ul style="list-style-type: none"> - Elevación del agua una vez realizado el pretratamiento hasta la estación depuradora.
	Tratamiento Primario	Decantación primaria	<ul style="list-style-type: none"> - Eliminación de la materia en suspensión, de materia coloidal y de una parte de las materias disueltas antes del tratamiento biológico. - Se dan los procesos de coagulación y de floculación en esta etapa del proceso.
		Microtamizado	<ul style="list-style-type: none"> - Preparación del agua para su posterior ultrafiltración a través de las membranas, para ello se eliminan los sólidos que pueden obturar o romper la membrana.
		Tanque de laminación	<ul style="list-style-type: none"> - Su única función es la de mantener un caudal constante en la entrada del biológico.
	Tratamiento Secundario	Biológico + Ultrafiltración	<ul style="list-style-type: none"> - Eliminación de la materia orgánica, tanto soluble como coloidal, así como la eliminación de compuestos que contienen elementos nutrientes (Nitrógeno y Fósforo). - Separación de flóculos y bacteria no floculadas del agua que viene del biológico. - Clarificación y desinfectado.
		Almacenamiento de agua tratada	<ul style="list-style-type: none"> - Almacenar el agua tratada después de todos los procesos a los que ha sido sometida.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Fangos	Espesamiento de fangos primarios	Densadeg	- Espesamiento del fango producido en el equipo. La finalidad es la reducción del volumen de los fangos extraídos.
	Bombeo de recirculación de fangos biológicos	Bomba de hélice	- Bombeo de los fangos que se crean en el biológico, y que no son utilizados en este proceso, hasta un espesador.
	Espesamiento de fangos biológicos	Tambor espesador	- Espesamiento del fango producido en el biológico. La finalidad es la reducción del volumen de los fangos extraídos.
	Pozo de fangos mixtos	Depósito de fangos mixtos	- Almacenamiento de los fangos producidos por los procesos que se dan en el primario y en el biológico.
	Bombeo a predeshidratación	Bomba de tornillo helicoidal	- Bombeo desde el pozo de fangos mixtos hasta el equipo de predeshidratación.
	Predeshidratación	Centrífuga	- Concentrar el fango hasta una sequedad de 16,5% para el correcto funcionamiento de la hidrólisis térmica.
	Hidrólisis térmica	CAMBI	- Disminuir la resistencia a la filtración y el factor de compresibilidad de los fangos. -Higienizar el fango. -Aumentar la cantidad de biogás generado.
	Digestión	Digestor anaerobio	- Reducción de la cantidad de fangos. - Producción de energía en forma de biogás.
	Deshidratación	Centrífuga	- Concentración de los fangos después de la digestión hasta conseguir la sequedad final requerida $34 \pm 2 \%$.
	Almacenamiento de fangos deshidratados	Silo	- Almacenamiento de fangos deshidratados.
Gas	Almacenamiento de biogás producido	Gasómetro	- Almacenamiento del biogás generado en el proceso de digestión de los fangos.
	Eliminación del excedente de biogás	Antorcha	- Quemar el excedente de biogás generado por la planta.
	Aprovechamiento del biogás	Motogenerador de producción eléctrica	- Generación de energía eléctrica y térmica para la alimentación de la hidrólisis térmica y de la digestión.
	Combustión del biogás	Caldera	- Generación de vapor saturado para la recirculación al CAMBI.

Tabla 5. Resumen de los procesos de la estación de depuración

4. Cálculos del sistema de depuración

4.1. Datos de partida

Los datos de partida que han servido para la elaboración del proyecto han sido extraídos del Pliego de Bases y se indican en los apartados siguientes.

4.1.1. Características del agua bruta

En la tabla 6 se presentan las características del agua bruta que entra en la estación.

Caudal medio diario	m ³ /día	40.000
Caudal medio horario	m ³ /h	1.667
Caudal máximo en el pretratamiento y en la decantación primaria	m ³ /h	4.000
Caudal máximo en el biológico	m ³ /h	2.300
DBO ₅	mg/l	620
DQO	mg/l	865
SST	mg/l	430
N-NTK	mg/l	65
P _{total}	mg/l	16
Población equivalente	h.e.	413.333

Tabla 6. Características del agua bruta [4]

El cálculo de la población equivalente se realiza mediante la fórmula [1]:

$$\text{Población equivalente} = \frac{Q_{\text{med}} \times c}{h. e.}$$

donde:

h.e. es habitante equivalente y su valor equivale a 60 g/día de DBO₅ (tabla 2).

c es la concentración de DBO₅ del agua bruta y su valor es de 620 mg/l (tabla 6).

Q_{med} es el caudal medio diario y su valor es de 40.000 m³/día (tabla 6).

así pues:

$$\text{Población equivalente} = \frac{40.000 \times 620}{60} = 413.333$$

4.1.2. Características del agua tratada

Los valores de los componentes en el agua tratada posteriormente al tratamiento secundario deberán cumplir las características detalladas en la tabla 7.

DBO ₅	mg/l	≤ 10
SST	mg/l	≤ 1
N-N _{total}	mg/l	≤ 10
Coliformes totales	Ufc/100 ml	≤ 100

Tabla 7. Características del agua tratada [4]

Estos valores en los componentes corresponden a una alta calidad de agua tratada. Es necesario que tenga estas características ya que posteriormente se aprovechará el agua que ha sido tratada en la estación depuradora para uso **agrícola**.

4.1.3. Características del fango

La sequedad del fango deshidratado procedente de la termohidrólisis y de la digestión anaerobia tendrá un valor de **34 ± 2 %**.

4.2. Cálculos del proceso

En este apartado del capítulo de cálculos, se va a dimensionar los distintos equipos y sus respectivos lugares de emplazamiento que hay en las líneas de la estación de depuración propuesta.

4.2.1. Rejas de desbaste grueso

Para el dimensionamiento de las rejas de desbaste, se parte de las dimensiones del canal de desbaste que ya se encuentra en el pretratamiento en la estación de depuración ya construida. Estas dimensiones, anchura del canal y altura del se pueden ver en la tabla 8.

Caudal máximo de diseño	4.000 m ³ /h
Caudal máximo por canal	0,37 m ³ /s
Número total de rejas de desbaste	3
Velocidad máxima de paso	1 m/s
Separación entre barrotes	30 mm
Grosor de barrotes	10 mm
Coeficiente de paso libre	0,75
Coeficiente de atascamiento	0,70
Anchura unitaria de canal	1 m
Altura del canal	0,75 m
Altura del agua (aguas arriba)	0,72 m
Sección total de cada canal	0,75 m ²
Superficie necesaria por cada canal	0,71 m ²
Sección útil de paso unitaria	0,563 m ²
Velocidad máxima de paso	
Con reja limpia	0,66 m/s
Con 30% de atascamiento	0,94 m/s
Velocidad máxima del canal (aguas arriba)	0.514 m/s

Tabla 8. Dimensionamiento de las rejas de desbaste

Una vez conocida la sección total del canal, se eligen unas rejas de desbaste con una separación entre barrotes de 30 mm y de espesor del barrote de 10 mm. Para ver si dichas rejas son adecuadas para el canal se calcula la superficie necesaria. Si esta es menor que la del propio canal, las dimensiones de las rejas son adecuadas.

El cálculo de la **superficie necesaria por canal** se realiza mediante la fórmula [2]:

$$S = \frac{Q_{\max}}{v} \times \frac{s + a}{s} \times \frac{1}{c}$$

donde:

Q_{\max} es el caudal máximo diario por canal y su valor es de 0,37 m³/s (tabla 8).

v es la velocidad máxima de paso y su valor es de 1 m/s (tabla 8).

s es la separación entre barrotes y su valor es de 30 mm igual a 0,3 m (tabla 8).

a es el grosor de barrotes y su valor es de 10 mm igual a 0,1 m (tabla 8).

c es el coeficiente de atascamiento y su valor es de 0,7 (tabla 8).

así pues:

$$S = \frac{0,37}{1} \times \frac{0,3 + 0,1}{0,3} \times \frac{1}{0,7} = \mathbf{0,71 \text{ m}^2}$$

Este valor es menor que la sección total del canal (0,75 m²), por lo que las dimensiones de las rejillas seleccionadas son válidas para las dimensiones del canal.

A continuación se calculan una serie de parámetros como la sección útil de paso de las rejillas, la velocidad máxima de paso a través de las rejillas y la velocidad máxima del canal aguas arriba, necesarias para el dimensionamiento.

El cálculo de la **sección útil de paso unitaria** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$S_U = S_C \times c_L$$

donde:

c_L es el coeficiente de paso libre y su valor es de 0,75 (tabla 8).

S_C es la sección total de cada canal su valor es de 0,75 m² (tabla 8).

así pues:

$$S_U = 0,75 \times 0,75 = \mathbf{0,563 \text{ m}^2}$$

El cálculo de la **velocidad máxima de paso** se realiza mediante la fórmula:

$$v = \frac{Q_{\max}}{S} \times \frac{s + a}{s} \times \frac{1}{c}$$

donde:

Q_{\max} es el caudal máximo diario por canal y su valor es de 0,37 m³/s (tabla 8).

S es la sección máxima de cada canal y su valor es de 0,75 m² (tabla 8).

s es la separación entre barrotes y su valor es de 30 mm igual a 0,3 m (tabla 8).

a es el grosor de barrotes y su valor es de 10 mm igual a 0,1 m (tabla 8).

c es el coeficiente de atascamiento y su valor es de 1 para reja limpia y de 0,7 para reja con un 30% de atascamiento (tabla 8).

así pues para reja limpia:

$$v = \frac{0,37}{0,75} \times \frac{0,3 + 0,1}{0,3} \times \frac{1}{1} = \mathbf{0,66 \text{ m/s}}$$

y con 30% de atascamiento:

$$v = \frac{0,37}{0,75} \times \frac{0,3 + 0,1}{0,3} \times \frac{1}{0,7} = \mathbf{0,94 \text{ m/s}}$$

El cálculo de la **de la velocidad máxima en el canal (aguas arriba)** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$v_{\max} = \frac{1}{n} \times R_h^{2/3} \times I^{1/2}$$

donde:

R_h es el radio hidráulico y su valor es de 0,295 m

n es el coeficiente de rugosidad de Manning (hormigón) y su valor es de 0,013 [1].

I es la pendiente de la línea de agua y su valor es de $2,3 \times 10^{-4}$ m/m

así pues

$$v_{\max} = \frac{1}{0,013} \times 0,295^{2/3} \times (2,30 \times 10^{-4})^{1/2} = \mathbf{0,514 \text{ m/s}}$$

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Una vez dimensionadas las rejillas de desbaste, es necesario calcular la cantidad de residuos que son capaces de retirar. En la tabla 9, se resume dicho cálculo de los residuos además de su modo de retirada y compactación y el tiempo de operación de los sistemas de retirada.

Caudal diario de agua a tratar	0,04 Hm ³ /día
Producción media de residuos	60 m ³ / Hm ³ de agua 2,4 m ³ /día de producto seco
Producción máxima de residuos	120 m ³ / Hm ³ de agua 4,8 m ³ /día de producto seco
Sistema de retirada y compactación de residuos	Tornillo compactador
Número de unidades	1
Capacidad máxima unitaria	1,5 m ³ /h
Tiempo medio de operación	1,6 h/día

Tabla 9. Compactación de residuos de las rejillas de desbaste

El cálculo de la **producción máxima de residuos en las rejillas** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$\text{Materia máxima por Hm}^3 \text{ de agua} = \frac{he \times L}{Q}$$

donde:

he son los habitantes equivalentes y su valor es de 413.333 [cap.4.1.1.]:

L son los litros equivalentes por habitante en función de la separación de los barros y su valor es de 4,24 l/he/año igual a 0,0116 l/he/día (tabla 9).

Q es el caudal diario de agua a tratar y su valor es 0,04 Hm³/día (tabla 9).

así pues:

$$\text{Materia máxima por Hm}^3 \text{ de agua} = \frac{413.333 \times 0,0116}{0,04} = 120 \text{ m}^3 / \text{Hm}^3$$

El cálculo del **tiempo medio de operación** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$t_{\text{med.op}} = \frac{\text{Mat}_{\text{med}}}{C_{\text{max}}}$$

donde:

C_{max} es la capacidad máxima y su valor es de 1,5 m³ / h (catálogo).

Mat_{med} es la materia media por día y su valor es de 2,4 m³/día (tabla 9).

$$t_{\text{med.op}} = \frac{2,4}{1,5} = 1,6 \text{ h/día}$$

4.2.2. Tamices de desbaste fino

Para el dimensionamiento de las tamices de desbaste fino, se parte de las dimensiones del canal que ya se encuentra en el pretratamiento en la estación de depuración ya construida. Estas dimensiones, anchura del canal y altura del se pueden ver en la tabla 10.

Caudal máximo de diseño	4.000 m ³ /h
Caudal máximo por canal	0,37 m ³ /s
Número de rejās de desbaste existentes	2
Número de rejās de desbaste a instalar	1
Velocidad máxima de paso	1 m/s
Separación entre barrotes	3 mm
Grosor de barrotes	3 mm
Coeficiente de paso libre	0,4
Coeficiente de atascamiento	0,7
Anchura unitaria de canal	1 m
Altura de canal	1,35 m
Altura del agua (aguas arriba)	1,02 m
Sección total de cada canal	1,35 m ²
Superficie necesaria por cada canal	1,32 m ²
Sección útil de paso unitaria	0,54 m ²
Velocidad máxima de paso	
Con reja limpia	0,69 m/s
Con 30% de atascamiento	0,98 m/s
Velocidad máxima del canal (aguas arriba)	0,363 m/s

Tabla 10. Dimensionamiento de los tamices de desbaste

Una vez conocida la sección total del canal, se eligen unas rejās de desbaste con una separación entre barrotes de 3 mm y de espesor del barrote de 3 mm. Para ver si dichas rejās son adecuadas para el canal se calcula la superficie necesaria. Si esta es menor que la del propio canal, las dimensiones de las rejās son adecuadas.

El cálculo de la **superficie necesaria por canal** se realiza mediante la fórmula:

$$S = \frac{Q_{\max}}{v} \times \frac{s + a}{s} \times \frac{1}{c}$$

donde:

Q_{\max} es el caudal máximo diario por canal y su valor es de 0,37 m³/s (tabla 10).

v es la velocidad máxima de paso y su valor es de 1 m/s (tabla 10).

s es la separación entre barrotes y su valor es de 3 mm igual a 0,003 m (tabla 10).

a es el grosor de barrotes y su valor es de 3 mm igual a 0,003 m (tabla 10).

c es el coeficiente de atascamiento y su valor es de 0,7 (tabla 10).

así pues:

$$S = \frac{0,37}{1} \times \frac{0,003 + 0,003}{0,003} \times \frac{1}{0,7} = \mathbf{1,32 \text{ m}^2}$$

Este valor es menor que la sección total del canal (1,35 m²), por lo que las dimensiones de las rejillas seleccionadas son válidas para las dimensiones del canal.

A continuación se calculan una serie de parámetros como la sección útil de paso de las rejillas, la velocidad máxima de paso a través de las rejillas y la velocidad máxima del canal aguas arriba, necesarias para el dimensionamiento.

El cálculo de la **sección útil de paso unitaria** se realiza mediante la fórmula:

$$S_U = S_C \times c_L$$

donde:

c_L es el coeficiente de paso libre y su valor es de 0,4 (tabla 10).

S_C es la sección total de cada canal su valor es de 1,35 m² (tabla 10).

así pues:

$$S_U = 1,35 \times 0,4 = \mathbf{0,54 \text{ m}^2}$$

El cálculo de la **velocidad máxima de paso** se realiza mediante la fórmula:

$$v = \frac{Q_{\max}}{S} \times \frac{s + a}{s} \times \frac{1}{c}$$

donde:

Q_{\max} es el caudal máximo diario por canal y su valor es de 0,37 m³/s (tabla 10).

S es la sección máxima de cada canal y su valor es de 1,35 m² (tabla 10).

s es la separación entre barrotes y su valor es de 3 mm igual a 0,003 m (tabla 10).

a es el grosor de barrotes y su valor es de 3 mm igual a 0,003 m (tabla 10).

c es el coeficiente de atascamiento y su valor es de 1 para reja limpia y de 0,7 para reja con un 30% de atascamiento (tabla 10).

así pues para reja limpia:

$$v = \frac{0,37}{1,35} \times \frac{0,003 + 0,003}{0,003} \times \frac{1}{1} = \mathbf{0,69 \text{ m/s}}$$

y con 30% de atascamiento:

$$v = \frac{0,37}{1,35} \times \frac{0,003 + 0,003}{0,003} \times \frac{1}{0,7} = \mathbf{0,98 \text{ m/s}}$$

El cálculo de la **velocidad máxima en el canal (aguas arriba)** se realiza mediante la fórmula:

$$v_{\max} = \frac{1}{n} \times R_h^{2/3} \times I^{1/2}$$

donde:

R_h es el radio hidráulico y su valor es de 0,336 m.

n es el coeficiente de rugosidad de Manning (hormigón) y su valor es de 0,013 [1].

I es la pendiente de la línea de agua y su valor es de $8,5 \times 10^{-5}$ m/m.

así pues

$$v_{\max} = \frac{1}{0,013} \times 0,336^{2/3} \times (8,5 \times 10^{-5})^{1/2} = \mathbf{0,363 \text{ m/s}}$$

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Una vez dimensionadas los tamices de desbaste, es necesario calcular la cantidad de residuos que son capaces de retirar. En la tabla 11, se resume dicho cálculo de los residuos además de su modo de retirada y compactación y el tiempo de operación.

Caudal diario de agua a tratar	0,04 Hm ³ /día
Producción media de residuos	60 m ³ / Hm ³ de agua 2,40 m ³ /día de producto seco
Producción máxima de residuos	120 m ³ / Hm ³ de agua 4,80 m ³ /día de producto seco
Sistema de retirada y compactación de residuos	Tornillo compactador
Número de unidades	1
Capacidad máxima unitaria	1,50 m ³ /h
Tiempo medio de operación	1,60 h/día

Tabla 11. Compactación de residuos de los tamices de desbaste

El cálculo de la **producción máxima de residuos en las rejás** se realiza mediante la fórmula:

$$\text{Materia máxima por Hm}^3 \text{ de agua} = \frac{he \times L}{Q}$$

donde:

he son los habitantes equivalentes y su valor es de 413.333; [cap.4.1.1].

L son los litros equivalentes por habitante en función de la separación de los barrotes y su valor es de 4,24 l/he/año igual a 0,0116 l/he/día (tabla 11).

Q es el caudal diario de agua a tratar y su valor es de 0,04 Hm³/día (tabla 11).

así pues:

$$\text{Materia máxima por Hm}^3 \text{ de agua} = \frac{413.333 \times 0,0116}{0,04} = 120 \text{ m}^3 / \text{Hm}^3$$

El cálculo del **tiempo medio de operación** se realiza mediante la fórmula:

$$t_{\text{med.op}} = \frac{\text{Mat}_{\text{med}}}{C_{\text{max}}}$$

donde:

C_{max} es la capacidad máxima y su valor es de 1,5 m³ / h (catálogo).

Mat_{med} es la materia media por día y su valor es de 2,4 m³/día (tabla 11).

$$t_{\text{med.op}} = \frac{2,4}{1,5} = 1,6 \text{ h/día}$$

4.2.3. Desarenador - Desengrasador

En este apartado se va a dimensionar la etapa de desengrasado-desarenado de la estación.

4.2.3.1. Dimensionamiento de los desarenadores

Para el dimensionamiento de los desarenadores - desengrasadores se fijan una serie de parámetros (tabla 12) a partir de unos datos de diseño, que se pueden ver en la figura 31.

Parámetro	Valor o rango
Carga superficial	$< 40 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$ (a caudal punta)
Tiempo de Retención Hidráulica (TRH)	12 a 16 min (a caudal medio)
Caudal tratado por unidad	0,2 a 0,4 m^3/s (a caudal medio)
Velocidad horizontal	0,02 a 0,07 m/s (a caudal punta)
Relación Longitud/Ancho	3/1 a 10/1
Profundidad	2 a 5 m
Relación Profundidad/Ancho	1/1 a 3/1
Longitud	7,5 a 25 m
Ancho	3 a 8 m
Suministro de aire	0,5 a 2,0 $\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^3$ de tanque
Profundidad de los difusores	0,5 a 0,9 m respecto del fondo del tanque

Figura 31. Criterios de diseño para desarenadores – desengrasadores [5]

Caudales de diseño	
Caudal medio	1.667 m^3/h
Caudal máximo	4.000 m^3/h
Número total de líneas	3
Carga hidráulica de diseño	
A caudal medio	10 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$
A caudal máximo	20 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$
Tiempo de retención de diseño	
A caudal medio	15 min
A caudal máximo	10 min
Superficie necesaria por cada desarenador	66,67 m^2
Volumen necesario por cada desarenador	222,22 m^3

Tabla 12. Dimensionamiento de los desarenadores

El cálculo de la **superficie necesaria por cada desarenador** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$S = \frac{Q}{Ch \times n}$$

donde:

Q es el caudal de diseño máximo y su valor es de 4.000 m³/h (tabla 12).

n es el número total de líneas y su valor es 3 (tabla 12).

Ch es la carga hidráulica de diseño a caudal máximo y su valor es de 20 m³/m²/h (tabla 12).

así pues

$$S = \frac{4.000}{20 \times 3} = 66,67 \text{ m}^2$$

El cálculo del **volumen necesario por cada desarenador** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$Vol = \frac{T_{retencion} \times Q}{60 \times n}$$

donde:

Q es el caudal de diseño máximo y su valor es de 4.000 m³/h (tabla 12).

n es el número total de líneas y su valor es 3 (tabla 12).

T_{retencion} es el tiempo de retención de diseño a caudal máximo y su valor es de 10 min (tabla 12).

así pues

$$Vol = \frac{10 \times 4.000}{60 \times 3} = 222,22 \text{ m}^3$$

4.2.3.2. Desarenadores adoptados

Número de desarenadores	3
Anchura unitaria	3,50 m
Longitud unitaria	24,00 m
Altura total hasta vertedero	3,00 m
Altura media de agua	3,00 m
Superficie unitaria	84,00 m ²
Volumen unitario	252,00 m ³

Tabla 13. Desarenadores seleccionados

Para determinar **las dimensiones máximas del desarenador** primeramente se calcula el **área trasversal** mediante la fórmula [5]:

$$A_t = \frac{Q_{\max}}{n \times v_t}$$

donde:

Q_{\max} es el caudal máximo de diseño y su valor es de 4.000 m³/h (tabla 13).

n es el número total de líneas y su valor es 3 (tabla 13).

v_t es la velocidad horizontal de flujo y su valor es de 0,05 m/s; [figura 31].

así pues:

$$A_t = \frac{4000}{3 \times 0,05} = 7,40 \text{ m}^2$$

A continuación se calcula la **longitud útil** del canal mediante la fórmula [5]:

$$L_{\text{util}} = \frac{\text{Vol}}{A_t}$$

donde:

Vol es el volumen necesario por cada desarenador y su valor es de 222,22 m³ (tabla 13).

A_t es el área trasversal y su valor es de 7,40 m² (tabla 13).

así pues:

$$L_{\text{util}} = \frac{222,22}{7,40} = 30 \text{ m}$$

Para el cálculo de la **altura útil** se usa la fórmula [5]:

$$P_{\text{util}} = \frac{\text{Vol}}{S}$$

donde:

Vol es el volumen necesario por cada desarenador y su valor es de 222,22 m³ (tabla 13).

S es la superficie necesaria por cada desarenador y su valor es 66,67 m² (tabla 13).

así pues:

$$P_{\text{util}} = \frac{222,22}{66,67} = 3,33 \text{ m}$$

Por último se calcula el **ancho útil** mediante la fórmula [5]:

$$B_{\text{util}} = \frac{\text{Vol}}{L_{\text{util}} + P_{\text{util}}}$$

donde:

Vol es el volumen necesario por cada desarenador y su valor es de 222,22 m³ (tabla 13).

L_{util} es la longitud útil y su valor es 30 m (tabla 13).

P_{util} es la altura útil y su valor es 3,33 m (tabla 13).

así pues:

$$B_{\text{util}} = \frac{\text{Vol}}{L_{\text{util}} + P_{\text{util}}} = \frac{222,22}{30 + 3,33} = \mathbf{6,67\ m}$$

Teniendo en cuenta los valores máximos calculados anteriormente y las relaciones de la figura 31 de longitud-ancho y altura-ancho, seleccionamos las dimensiones de los desarenadores según la tabla 13.

Para las dimensiones fijadas calculamos la **superficie** y el **volumen** de dichos desarenadores.

El cálculo de la **superficie necesaria por cada desarenador** se realiza mediante la fórmula:

$$S = B \times L$$

donde:

B es el ancho y su valor es 3,5 m (tabla 13).

L es la longitud y su valor es 24 m (tabla 13).

así pues:

$$S = 24 \times 3,5 = \mathbf{84\ m^2}$$

El cálculo del **volumen necesario por cada desarenador** se realiza mediante la fórmula:

$$\text{Vol} = B \times L \times P$$

donde:

B es el ancho y su valor es 3,5 m (tabla 13).

L es la longitud y su valor es 24 m (tabla 13).

P es la altura y su valor es 3m (tabla 13).

así pues:

$$\text{Vol} = 3,50 \times 24,00 \times 3,00 = \mathbf{252 \text{ m}^3}$$

4.2.3.3. Condiciones de operación de los desarenadores

Caudales de operación	
Caudal medio	1.667 m ³ /h
Caudal máximo	4.000 m ³ /h
Número de desarenadores	3
Superficie unitaria	84,00 m ²
Volumen unitario	252,00 m ³
Velocidad ascensional	
A caudal medio	6,61 m ³ /m ² /h
A caudal máximo	15,87 m ³ /m ² /h
Tiempo de retención	
A caudal medio	27,22 min
A caudal máximo	11,34 min

Tabla 14. Condiciones de operaciones de los desarenadores seleccionados

A partir de los datos obtenidos en el anterior apartado, es necesario calcular las condiciones de operación de los desarenadores seleccionados (tabla 14). Estas condiciones de operación son la **velocidad ascensional** o carga hidráulica y el **tiempo de retención**.

El cálculo de la **velocidad ascensional o carga hidráulica** se realiza mediante la fórmula:

$$Ch = \frac{Q}{n \times S}$$

donde:

Q_{\max} es el caudal de diseño máximo y su valor es de 4.000 m³/h (tabla 14).

Q_{med} es el caudal de diseño medio y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 14).

n es el número total de líneas y su valor es 3 (tabla 14).

S es la superficie de cada desarenador y su valor es de 84,00 m² (tabla 14).

así pues para caudal máximo:

$$Ch_{(Q_{\max})} = \frac{4.000}{3 \times 84} = \mathbf{15,87 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}}$$

y para caudal medio:

$$Ch_{(Q_{\text{med}})} = \frac{1667}{3 \times 84} = \mathbf{6,61 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}}$$

El cálculo del **tiempo de retención** se realiza mediante la fórmula:

$$T_{\text{retencion}} = \frac{60 \times \text{Vol}}{\frac{Q}{n}}$$

donde:

Q_{\max} es el caudal de diseño máximo y su valor es de 4.000 m³/h (tabla 14).

Q_{med} es el caudal de diseño medio y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 14).

n es el número total de líneas y su valor es 3 (tabla 14).

Vol es el volumen de cada desarenador y su valor es de 252,00 m³ (tabla 14).

así pues para caudal máximo:

$$T_{\text{retencion } (Q_{\max})} = \frac{60 \times 252}{\frac{4.000}{3}} = \mathbf{11,34 \text{ min}}$$

y para caudal medio:

$$T_{\text{retencion } (Q_{\text{med}})} = \frac{60 \times 252}{\frac{1.667}{3}} = \mathbf{27,22 \text{ min}}$$

4.2.3.4. Eliminación de grasas

En la tabla 15, se presentan las características que tiene el sistema de eliminación de grasa del desarenador - desengrasador.

Número de aireadores por desarenador	5
Potencia unitaria instalada	2,20 KW
Rendimiento mecánico	0,81
Potencia unitaria neta	1,80 KW
Potencia neta total por desarenador	9,00 KW
Volumen por desarenador	252,00 m ³
Potencia específica	35,71 W/m ³
Sistema de extracción de grasas	Rasqueta de superficie
Sistema de concentración de grasas	Desnatador de rasqueta
Número de desnatadores	1
Caudal unitario de desnatadores	10 m ³ /h

Tabla 15. Características de la eliminación de grasas

4.2.3.5. Extracción de las arenas

En la tabla 16, se presentan las características que tiene el sistema de extracción de arenas del desarenador - desengrasador.

Caudal medio de agua a tratar	1.667 m ³ /h
Caudal específico agua-arena de diseño	40 l/m ³ agua residual
Número de desarenador	3
Número de bombas por desarenador	1
Caudal necesario de bombas de arena	22,22 m ³ /h
Caudal unitario adoptado de bombas de arenas	35 m ³ /h
Caudal específico agua - arena resultante	63,00 l/m ³ agua residual
Sistema de clasificación de arenas	De tornillo
Número de clasificadores de arenas	1
Caudal unitario de clasificadores de arenas	120 – 240 m ³ /h

Tabla 16. Características de la eliminación de arenas

El cálculo del **caudal necesario de las bombas de arena** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$Q_b = \frac{Q_{med}}{n} \times Q_{agua-arena}$$

donde:

$Q_{agua-arena}$ es el caudal específico agua-arena de diseño y su valor es 40 l/m³ agua residual igual a 0,04 m³/m³ agua residual (tabla 16).

Q_{med} es el caudal de diseño medio y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 16).

n es el número total de líneas y su valor es 3 (tabla 16).

así pues:

$$Q_b = \frac{1.667}{3} \times 0,04 = \mathbf{22,22 \text{ m}^3/h}$$

Este caudal calculado, es el mínimo necesario para el caudal específico agua – arena de diseño. Para las bombas de extracción de arena, se fija un caudal unitario de **35 m³ / h**.

A partir de este caudal unitario de **35 m³ / h**, hay que calcular el caudal específico agua – arena resultante.

El cálculo del **caudal específico agua - arena resultante** se realiza mediante la fórmula:

$$Q_{agua-arena} = \frac{n}{Q_{med}} \times Q_b$$

donde:

Q_b es el caudal adoptado de bombas de arenas y su valor es 35 m³/h igual a 35.000 l/h; [tabla 16].

Q_{med} es el caudal de diseño medio y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 16).

n es el número total de líneas y su valor es 3 (tabla 16).

así pues:

$$Q_{agua-arena} = \frac{3}{1.667} \times 35.000 = \mathbf{63,00 \text{ l/h}}$$

4.2.4. Sistema de bombeo de agua bruta

En el apartado 4.1.4. se va a dimensionar el sistema de bombeo entre el edificio del pretratamiento y la estación de depuración. Como se ha comentado anteriormente existe un gran desnivel entre las dos localizaciones, por lo que se necesita un potente sistema de bombeo para conseguir elevar el agua.

4.2.4.1. Dimensionamiento de las bombas

En la tabla 17, se presentan las características de las bombas que se instalan en el bombeo del agua bruta.

Caudal máximo de diseño	3.210 m ³ /h
Número de bombas instaladas	6
Número de bombas en servicio	6
Caudal unitario necesario	535 m ³ /h
Caudal unitario adoptado	535 m ³ /h
Número de tuberías de impulsión	2
Diámetro de tubería de impulsión	600 mm
Velocidad en la tubería de impulsión	1,58 m/s
Altura de bombeo adoptada	244,00 m

Tabla 17. Dimensionamiento de las bombas

El cálculo del **diámetro de la tubería de impulsión** se realiza mediante la fórmula de Bresse [2]:

$$D = H \times \sqrt{Q}$$

donde:

Q es el caudal unitario necesario y su valor es 535 m³/h igual a 0,1486 m³/s (tabla 17).

H es el coeficiente de Bresse y su valor es 1,5 [2].

así pues:

$$D = 1,5 \times \sqrt{0,1486} = 0,580 \text{ m} \cong \mathbf{600 \text{ mm}}$$

Determinado el diámetro de la tubería de impulsión, se calcula la **velocidad de impulsión del agua** en dicha tubería mediante la fórmula [3]:

$$v = \frac{Q/n}{S} = \frac{Q/n}{\frac{\pi D^2}{4}}$$

donde:

Q es el caudal máximo de diseño y su valor es 3.210 m³/h (tabla 17).

S es el área de la tubería de impulsión

n es el número de tuberías de impulsión y su valor es 2 (tabla 17).

D es el diámetro de la tubería de impulsión y su valor es de 600 mm igual a 0,6 m (tabla 17).

así pues:

$$v = \frac{3210/2}{\frac{\pi 0,6^2}{4}} = 5.671,37 \text{ m/h} = \mathbf{1,58 \text{ m/s}}$$

4.2.4.2. Funcionamiento del bombeo de agua bruta

Una vez dimensionadas las bombas y la tubería de impulsión, en la tabla 18, se recogen las características de funcionamiento de la estación de bombeo.

Caudales de operación	
Caudal medio	1.667 m ³ /h
Caudal máximo	3.210 m ³ /h
Número de bombas instaladas	6
Caudal unitario adoptado por las bombas	535,00 m ³ /h
Altura de bombeo adoptada	244,00 m.C.A.
Número de bombas en servicio	
Para caudal medio	4
Para caudal máximo	6
Tiempo medio de operación	12,46 h/día

Tabla 18. Características del funcionamiento de las bombas

Para determinado el **número de bombas en servicio a caudal medio** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$n_{\text{caudal medio}} = \frac{Q_{\text{medio}}}{Q_{\text{bomba}}}$$

donde:

Q_{medio} es el caudal medio de diseño y su valor es 1.667 m³/h (tabla 18).

Q_{bomba} caudal unitario adoptado por las bombas y su valor es 535 m³/h (tabla 18).

así pues:

$$n_{\text{caudal medio}} = \frac{1.667}{535} = 3,11 \text{ bombas} \rightarrow \mathbf{4 \text{ bombas}}$$

El **tiempo medio de operación** de las bombas se calcula mediante la siguiente fórmula [3]:

$$t = n \times \frac{Q_{\text{medio}}}{Q_{\text{bomba}}}$$

donde:

Q_{medio} es el caudal medio de diseño y su valor es 1.667 m³/h (tabla 18).

Q_{bomba} caudal unitario adoptado por las bombas y su valor es 535 m³/h (tabla 18).

n es el número de bombas a caudal medio y su valor es 4 (tabla 18).

así pues:

$$t = 4 \times \frac{1.667}{535} = \mathbf{12,46 \text{ h/día}}$$

4.2.4.3. Depósito regulador existente

Para que exista un continuo bombeo y no haya interrupciones de caudal en la línea de tratamiento, previo a este sistema existe un depósito regulador del caudal. Las características de dicho depósito se muestran en la tabla 19.

Caudal unitario de bombas	535 m ³ /h
Tiempo máximo entre arranques	15 min
Volumen mínimo necesario	33,4 m ³
Dimensiones del depósito existente	
Longitud	25 m
Anchura	25 m
Altura mínima de agua	0,7 m
Altura máxima de agua	4 m
Volumen útil del depósito existente	2062,5 m ³
Tiempo resultante entre arranques	925,23 min

Tabla 19. Características del depósito regulador del bombeo

A partir del tiempo máximo entre arranques de las bombas fijado, para el dimensionamiento del depósito se calcula el **volumen mínimo necesario** según la siguiente fórmula [3]:

$$Vol_u = \frac{T_a \times Q}{n}$$

donde:

T_a es el tiempo máximo entre arranques y su valor es 15 min igual a 0,25 h (tabla 19).

Q caudal unitario adoptado por las bombas y su valor es 535 m³/h (tabla 19).

n es el número de bombas a caudal medio y su valor es 4 (tabla 19).

así pues:

$$Vol_u = \frac{0,25 \times 535}{4} = 33,4 \text{ m}^3$$

El volumen del depósito existente en la planta del pretratamiento es de 2.062,5 m³, que es mayor que el volumen mínimo necesario. Para el volumen útil del depósito existente, el tiempo resultante entre arranques es el calculado a continuación por la siguiente fórmula:

$$T_a = \frac{n \times Vol_u}{Q}$$

donde:

Vol_u es el volumen útil del depósito existente y su valor es 2.062,5 m³ (tabla 19).

Q caudal unitario adoptado por las bombas y su valor es 535 m³/h (tabla 19).

n es el número de bombas a caudal medio y su valor es 4 (tabla 19).

así pues:

$$T_a = \frac{4 \times 2.062,5}{535} = 15,42 \text{ h} = \mathbf{925,23 \text{ min}}$$

4.2.5. Tratamiento físico-químico

En el apartado siguiente se dimensiona el tratamiento físico-químico que tiene lugar en el Densadeg en la fase de tratamiento primario de la línea de agua de la estación.

4.2.5.1. Contaminación a la entrada

El dimensionamiento del tratamiento físico-químico comienza con el cálculo de la cantidad de contaminantes que hay a la entrada del tratamiento. Para el cálculo de los contaminantes a la entrada tomamos como dato de caudal los 40.000 m³/día además de los datos de entrada de los contaminantes del pliego de prescripciones. Los resultados se reflejan en la tabla 20.

SS	430 mg/l 17.200 kg SS/día
DBO ₅	620 mg/l 24.800 kg DBO ₅ /día
DQO	865 mg/l 34.600 kg DQO/día
N-TK	65 mg/l 2.600 kg N-TK/día
P	16 mg/l 640 kg P/día

Tabla 20. Contaminantes a la entrada

4.2.5.2. Decantador lamelar Densadeg

El segundo paso de cálculo en el tratamiento físico-químico es el dimensionamiento de los decantadores Densadeg presentes en la línea de tratamiento.

Caudales de agua a tratar	
Caudal medio de diseño	1.667 m ³ /h
Caudal máximo de diseño	4.000 m ³ /h
Caudales total de decantación	
Caudal medio de diseño	1.667 m ³ /h
Caudal máximo de diseño	4.000 m ³ /h
Velocidad ascensional máxima de diseño	22 m ³ /m ² /h
Superficie total lamelar necesaria	181,82 m ²
Número de decantadores	2
Superficie lamelar necesaria por decantador	90,91 m ²

Tabla 21. Dimensionamiento de los decantadores

El cálculo de la **superficie lamelar necesaria** se realiza mediante la fórmula:

$$S = \frac{Q}{v}$$

donde:

Q es el caudal máximo de agua a tratar y su valor es 4.000 m³/h (tabla 21).

v es la velocidad ascensional máxima de diseño y su valor es 22 m³/m²/h (tabla 21).

así pues:

$$S = \frac{Q}{v} = \frac{4.000}{22} = \mathbf{181,81 \text{ m}^2}$$

por lo que la superficie lamelar necesaria por decantador es:

$$S_{\text{decantador}} = \frac{S}{n_{\text{decantadores}}} = \frac{181,81}{2} = \mathbf{90,91 \text{ m}^2}$$

A partir del dato de la superficie lamelar necesaria, dimensionamos los decantadores del tratamiento físico-químico (tabla 22). La superficie lamelar de los decantadores debe ser mayor que la calculada anteriormente (90,91 m²) para que el diseño sea correcto.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Tipo de decantadores	LAMELAR DENSADEG HORMIGÓN
Longitud total x anchura total	13,80 m x 13,80 m
Anchura unitaria de zona lamelar	2 x 6 m
Longitud útil unitaria de zona lamelar	8,22 m
Superficie lamelar unitaria	98 m ²
Superficie de decantación unitaria	190,4 m ²
Superficie lamelar total	196 m ²
Superficie de decantación total	380,8 m ²
Altura en el vertedero	6,5 m
Volumen unitario	1.237,60 m ³
Volumen total de decantadores	2.475,20 m ³
Número de canales de recogida de agua	14
Longitud unitaria de vertedero	168 m
Longitud total de vertedero	336 m

Tabla 22. Características de los decantadores adoptados

El cálculo de **las características dimensionales de los decantadores** comienza por la obtención de la superficie lamelar unitaria, para los decantadores seleccionados, según la fórmula:

$$S_{\text{lam unit}} = B_{\text{lam unit}} \times L_{\text{lam unit}}$$

donde:

$B_{\text{lam unit}}$ es la anchura unitaria de zona lamelar y su valor es 2 x 6 m (tabla 22).

$L_{\text{lam unit}}$ es la longitud útil unitaria de zona lamelar y su valor es 8,22 m (tabla 22).

así pues:

$$S_{\text{lam unit}} = 2 \times 6 \times 8,22 = \mathbf{98 \text{ m}^2}$$

por lo que la superficie lamelar total es:

$$S_{\text{lam total}} = S_{\text{lamelar unitaria}} \times n = 98 \times 2 = \mathbf{196 \text{ m}^2}$$

El cálculo de la **superficie de decantación** se realiza mediante la fórmula:

$$S_{\text{dec unit}} = B_{\text{total}} \times L_{\text{total}}$$

donde:

B_{total} es la anchura unitaria del decantador y su valor es 13,8 m (tabla 22).

L_{total} es la longitud útil unitaria del decantador y su valor es 13,8 m (tabla 22).

así pues:

$$S_{\text{dec unit}} = 13,8 \times 13,8 = \mathbf{190,40 \text{ m}^2}$$

por lo que la superficie de decantación total es:

$$S_{\text{dec total}} = S_{\text{dec unit}} \times n = 190,40 \times 2 = \mathbf{380,80 \text{ m}^2}$$

El cálculo del **volumen total de decantadores** se realiza mediante la fórmula:

$$\text{Vol}_{\text{unitario}} = S_{\text{dec unit}} \times P$$

donde:

$S_{\text{dec unit}}$ es la superficie de decantación unitaria y su valor es 190,4 m² (tabla 22).

P es la altura en el vertedero y su valor es 6,5 m (tabla 22).

así pues:

$$\text{Vol}_{\text{unitario}} = 190,4 \times 6,5 = \mathbf{1.237,6 \text{ m}^2}$$

por lo que la superficie de decantación total es:

$$\text{Vol}_{\text{total}} = \text{Vol}_{\text{unitario}} \times n = 1.237,6 \times 2 = \mathbf{2.475,20 \text{ m}^2}$$

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Una vez dimensionados los decantadores se determinan las condiciones de operación (tabla 23).

Caudal de total de operación	1.667 m ³ /h
Número de líneas	2
Caudal de operación por línea	833,5 m ³ /h
Velocidad ascensional Sobre superficie lamelar Sobre superficie total	8,50 m ³ /m ² /h 4,38 m ³ /m ² /h
Carga sobre vertedero de salida	4,96 m ³ /m ² /h
Tiempo de retención	1,47 h

Tabla 23. Condiciones de operación

El cálculo de la **velocidad ascensional lamelar** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$V_{\text{ascensional lamelar}} = \frac{Q}{S_{\text{lam unit}}}$$

donde:

Q es el caudal de operación por línea y su valor es 833,5 m³/h (tabla 23).

$S_{\text{lam unit}}$ es la superficie lamelar unitaria y su valor es 98 m² (tabla 23).

así pues:

$$V_{\text{ascensional lamelar}} = \frac{833,5}{98} = 8,50 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$$

El cálculo de la **velocidad ascensional sobre superficie total** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$V_{\text{ascensional total}} = \frac{Q}{S_{\text{dec unit}}}$$

donde:

Q es el caudal de operación por línea y su valor es 833,5 m³/h (tabla 23).

$S_{\text{dec unit}}$ es la superficie de decantación unitaria y su valor es 190,4 m² (tabla 23).

así pues:

$$V_{\text{ascensional total}} = \frac{Q}{S_{\text{dec unit}}} = \frac{833,5}{190,4} = 4,38 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$$

El cálculo de la **carga sobre el vertedero de salida** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$C_{\text{vert}} = \frac{Q}{S_{\text{vert}}}$$

donde:

Q es el caudal de operación por línea y su valor es 833,5 m³/h (tabla 23).

S_{vert} es la superficie del vertedero y su valor es 168 m² (tabla 23).

así pues:

$$C_{\text{vert}} = \frac{833,5}{168 \times 1} = \mathbf{4,96 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}}$$

El cálculo de la **carga sobre el vertedero de salida** se realiza mediante la fórmula:

$$T_{\text{ret}} = \frac{60}{Q} \times \text{Vol}_{\text{unit}}$$

donde:

Q es el caudal de operación por línea y su valor es 833,5 m³/h (tabla 23).

Vol_{unit} es el volumen unitario de decantación y su valor es 1.237,60 m³ (tabla 23).

así pues:

$$T_{\text{ret}} = \frac{60 \times 1.237,60}{833,5} = 89,10 \text{ min} = \mathbf{1,47 \text{ h}}$$

Por último los rendimientos esperados a la salida de los decantadores sin dosificación de reactivos son los detallados en la tabla 24.

Rendimientos esperados sin dosificación de reactivos	
Eliminación de SS	50 %
Eliminación de DBO ₅	30 %
Eliminación de N-TK	15 %
Eliminación de P	15 %
Contaminación de salida	
SS de salida	215 mg/l
DBO ₅ de salida	434 mg/l
N-TK de salida	55,3 mg/l
P de salida	13,6 mg/l

Tabla 24. Rendimientos esperados

4.2.5.3. Cámara de mezcla

Dimensionados los decantadores, a continuación se dimensiona la cámara de mezcla del Densadeg, para ello partimos de los datos que se presentan en la tabla 25.

Caudales de agua a tratar Caudal medio de diseño Caudal máximo de diseño	1.667 m ³ /h 4.000 m ³ /h
Caudales total de la cámara de mezcla Caudal medio de diseño Caudal máximo de diseño	1.667 m ³ /h 4.000 m ³ /h
Tiempo de retención de diseño A caudal medio A caudal máximo	150 s 75 s
Volumen total necesario	83,3 m ³

Tabla 25. Volumen necesario en la cámara de mezcla

El cálculo del **volumen necesario de la cámara de mezcla** se realiza mediante la fórmula:

$$Vol_{necesario} = \frac{Q}{60} \times T_{ret}$$

donde:

Q es el caudal de diseño máximo y su valor es de 4.000 m³/h (tabla 25).

T_{retencion} es el tiempo de retención de diseño a caudal máximo y su valor es de 75 s (tabla 25).

así pues:

$$Vol_{necesario} = \frac{4.000 \times \frac{75}{60}}{60} = 83,30 \text{ m}^3$$

Calculado el volumen total mínimo necesario, dimensionamos la cámara de mezcla y se calcula el tiempo de retención resultante (tabla 26).

Número de cámaras de mezcla	4
Forma de la cámara de mezcla	Rectangular
Dimensiones unitarias	
Longitud unitaria	2,75 m
Anchura unitaria	2,50 m
Altura útil	6,45 m
Altura total	6,95 m
Volumen útil unitario	44,34 m ³
Volumen útil total	177,38 m ³
Tiempo de retención resultante	
A caudal medio	383,02 s
A caudal máximo	159,64 s

Tabla 26. Cámara de mezcla adoptada

El cálculo del **tiempo de retención resultante** se realiza mediante la fórmula:

$$T_{\text{ret}} = \frac{\text{Vol}_{\text{total}}}{Q_{\text{med}}}$$

donde:

Q_{max} es el caudal de diseño máximo y su valor es de 4.000 m³/h (tabla 26).

Q_{med} es el caudal de diseño medio y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 26).

$\text{Vol}_{\text{total}}$ es el volumen útil total y su valor es de 177,38 m³ (tabla 26).

así pues para el caudal máximo:

$$T_{\text{retmax}} = \frac{177,38}{4.000} = 0,0443 \text{ h} = \mathbf{159,64 \text{ s}}$$

y para el caudal medio:

$$T_{\text{retmed}} = \frac{177,38}{1.667} = 0,1064 \text{ h} = \mathbf{383,02 \text{ s}}$$

4.2.5.4. Cámara de floculación

Al igual que para la cámara de mezcla del Densadeg, en la cámara de floculación calculamos primeramente el volumen total necesario, para ello partimos de los datos que se presentan en la tabla 27. A continuación se dimensionan los reactores de la cámara y sus características geométricas (tabla 28).

Caudales de agua a tratar Caudal medio de diseño Caudal máximo de diseño	1.667 m ³ /h 4.000 m ³ /h
Caudales total de la cámara de mezcla Caudal medio de diseño Caudal máximo de diseño	1.667 m ³ /h 4.000 m ³ /h
Tiempo de retención de diseño A caudal medio A caudal máximo	20 min 10 min
Volumen total necesario	666,67 m ³

Tabla 27. Volumen necesario en la cámara de floculación

El cálculo del **volumen necesario de la cámara de floculación** se realiza mediante la fórmula:

$$Vol_{necesario} = \frac{Q}{60} \times T_{ret}$$

donde:

Q es el caudal de diseño máximo y su valor es de 4.000 m³/h (tabla 27).

T_{retencion} es el tiempo de retención de diseño a caudal máximo y su valor es de 10 min (tabla 27).

así pues:

$$Vol_{necesario} = \frac{4.000 \times 10}{60} = \mathbf{666,67 \text{ m}^3}$$

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Número de líneas	4
Dimensiones unitarias del reactor agitador	
Longitud unitaria	5,30 m
Anchura unitaria	7,70 m
Altura útil	6,45 m
Altura total	6,95 m
Volumen útil unitario	263,2 m ³
Dimensiones unitarias del reactor pistón	
Longitud unitaria	13,80 m
Anchura unitaria	1,50 m
Altura útil	5,70 m
Altura total	7,00 m
Volumen útil unitario	118,00 m ³
Volumen unitario de la zona de floculación	381,20 m ³
Volumen total de la zona de floculación	1.524,8 m ³
Tiempo de retención resultante	
A caudal medio	54,88 min
A caudal máximo	22,87 min

Tabla 28. Cámara de floculación adoptada

El cálculo del **tiempo de retención resultante** se realiza mediante la fórmula:

$$T_{\text{ret}} = \frac{\text{Vol}_{\text{total}}}{Q_{\text{med}}}$$

donde:

Q_{max} es el caudal de diseño máximo y su valor es de 4.000 m³/h (tabla 28).

Q_{med} es el caudal de diseño medio y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 28).

$\text{Vol}_{\text{total}}$ es el volumen útil total y su valor es de 1.524,8 m³ (tabla 28).

así pues para el caudal máximo:

$$T_{\text{retmax}} = \frac{1.524,8}{4.000} = 0,381 \text{ h} = \mathbf{22,87 \text{ min}}$$

y para el caudal medio:

$$T_{\text{retmed}} = \frac{1.524,8}{1.667} = 0,915 \text{ h} = \mathbf{54,88 \text{ min}}$$

4.2.5.5. Extracción de fangos

Para el cálculo de la extracción de los fangos del Densadeg, partimos de los datos recogidos en la tabla 29 y calculamos el **volumen total de fangos producidos**. Para la eliminación de dichos fangos, se usan bombas cuyas características están presentadas en la tabla 30.

Caudal diario a tratar	40.000 m ³ /dia
Materia en suspensión eliminada	
SS a la entrada	430 mg/l
Rendimiento en la eliminación de SS	50 %
Fangos debidos a SS	8.600 kg MS/dia
Producción total de fangos	8.600 kg MS/dia
Concentración de extracción de fangos	35 g/l
Volumen diario de fangos	245,70 m ³ /dia

Tabla 29. Producción de fangos

El cálculo del **fango debido a los SS** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$\text{Fangos debidos a SS} = Q \times \text{SS} \times \mu$$

donde:

Q es el caudal diario a tratar y su valor es de 40.000 m³/h (tabla 29).

SS es la concentración de SS a la entrada del proceso y su valor es de 430 mg/l (tabla 29).

μ es el rendimiento en la eliminación de SS y su valor es de 0,5 (tabla 29).

así pues:

$$\text{Fangos debidos a SS} = 40.000 \times 0,430 \times 0,50 = \mathbf{8.600 \text{ kg SS/dia}}$$

El cálculo del **volumen diario de fango** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$\text{Vol}_{\text{fangos}} = \frac{\text{Fangos debidos a SS}}{\text{Ce}}$$

donde:

Ce es la concentración de extracción de fangos y su valor es de 35 g/l; [tabla 29].

así pues:

$$\text{Vol}_{\text{fangos}} = \frac{8.600}{35} = \mathbf{245 \text{ m}^3/\text{dia}}$$

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Tipo de bombas	Tornillo helicoidal
Número de bombas en servicio	2
Caudal máximo unitario de bombas	25 m ³ /h
Tiempo de funcionamiento de una bomba	4,9 h/día

Tabla 30. Bomba de extracción de fangos

El cálculo del **tiempo de funcionamiento de una bomba** se realiza mediante la fórmula [2]:

$$T_{\text{funcionamiento}} = \frac{\text{Vol}_{\text{fangos}}}{n \times Q_b}$$

donde:

$\text{Vol}_{\text{fangos}}$ es el volumen diario de fangos y su valor es de 245 m³/día (tabla 30).

n es el número de bombas en servicio y su valor es 2 (tabla 30).

Q_b es el caudal máximo unitario de bombas y su valor es de 25 m³/h (tabla 30).

así pues:

$$T_{\text{funcionamiento}} = \frac{245}{2 \times 25} = 4,9 \text{ h/día}$$

4.2.5.6. Recirculación de fangos

En este apartado se presentan los datos de la recirculación de los fangos que se generan en el Densadeg. En la tabla 31 el caudal de fango a recircular y en la tabla 32 las bombas que se encargan de dicha recirculación.

Caudal medio de agua a tratar	1.667 m ³ /h
Porcentaje de recirculación de diseño	2,5 %
Caudal total de recirculación de fangos	41,70 m ³ /h
Número de decantadores	2
Caudal unitario de recirculación de fangos	20,85 m ³ /h
Concentración de fangos recirculados	23 g/l
Concentración de fangos a la entrada del decantador	0,8 g/l

Tabla 31. Caudal de fangos a recircular

Tipo de bombas	Tornillo helicoidal
Número de bombas en servicio	2
Caudal máximo unitario de bombas	25 m ³ /h

Tabla 32. Bombas de recirculación de fangos

4.2.6. Tratamiento físico-químico de emergencia

El tratamiento físico químico de emergencia es la adicción de los reactivos en su respectiva cámara en el Densadeg. Estos reactivos son el cloruro férrico (tabla 33) y el polielectrolito cuya dosificación se puede ver en la tabla 34.

Parámetros	Caudal medio	Caudal máximo
Caudal de diseño	1.667 m ³ /h	4.000 m ³ /h
Caudal total de agua a tratar	1.667 m ³ /h	4.000 m ³ /h
Dosis de cloruro de diseño	40 mg FeCl ₃ /l	40 mg FeCl ₃ /l
Consumo de reactivo puro	66,7 kg FeCl ₃ /h	160,0 kg FeCl ₃ /h
Riqueza del cloruro	567 g/l	567 g/l
Caudal total a dosificar	117,6 l/h	282,2 l/h
Número de líneas	2	2
Caudal del reactivo por línea	58,8 l/h	141,1 l/h
Nº de bombas instaladas	3	
Nº de bombas en servicio	2	
Caudal unitario de las bombas	170 l/h	
Nº de depósitos de almacenamiento	1	
Volumen unitario de los depósitos	25.000 l	
Autonomía a consumo medio	8,9 días	

Tabla 33. Dosificación de cloruro férrico

El cálculo de la **dosificación de cloruro férrico a caudal medio** se realiza mediante la fórmula [2]:

$$D_{\text{FeCl}_3} = \frac{Q_{\text{med}} \times Dd}{R}$$

donde:

Q_{med} es el caudal total medio de agua a tratar y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 33).

Dd es la dosis de cloruro de diseño y su valor es de 40 mg FeCl₃/l igual a 0,04 mg FeCl₃/l (tabla 33).

R es la riqueza del cloruro y su valor es 567 g/l igual a 0,567 kg/l (tabla 33).

así pues:

$$D_{\text{FeCl}_3} = \frac{1.667 \times 0,04}{0,567} = 117,6 \text{ l/h}$$

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

El cálculo de la **dosificación de cloruro férrico a caudal máximo** se realiza mediante la fórmula:

$$D_{\text{FeCl}_3} = \frac{Q_{\text{max}} \times Dd}{R}$$

donde:

Q_{max} es el caudal total medio de agua a tratar y su valor es de 4.000 m³/h (tabla 33).

Dd es la dosis de cloruro de diseño y su valor es de 40 mg FeCl₃/l igual a 0,04 mg FeCl₃/l (tabla 33).

R es la riqueza del cloruro y su valor es 567 g/l igual a 0,567 kg/l (tabla 33).

así pues:

$$D_{\text{FeCl}_3} = \frac{4.000 \times 0,04}{0,567} = 282,2 \text{ l/h}$$

Parámetros	Caudal medio	Caudal máximo
Caudal de diseño	1.667 m ³ /h	4.000 m ³ /h
Caudal total de agua a tratar	1.667 m ³ /h	4.000 m ³ /h
Dosis de polielectrolito de diseño	0,5 mg /l	0,5 mg /l
Consumo horario de reactivo	0,83 kg /h	2,00 kg /h
Concentración de preparación	2,5 g/l	2,5 g/l
Caudal total a dosificar	332,0 l/h	800,0 l/h
Número de líneas	2	2
Caudal del reactivo por línea	166,0 l/h	400,0 l/h
Caudal unitario de agua de dilución por línea	1,2 m ³ /h	1,2 m ³ /h
Concentración en el punto de dosificación	0,3 g/l	0,63 g/l
Nº de bombas instaladas	3	
Nº de bombas en servicio	2	
Caudal unitario de las bombas	590 l/h	
Nº de depósitos de almacenamiento	1	
Volumen unitario de los depósitos	1.000 l	
Tiempo de maduración a caudal máximo	38 min	
Volumen unitario de la tolva de almacenamiento	30 l	
Autonomía de la tolva	25,3 h	

Tabla 34. Dosificación de polielectrolito

El cálculo de la **dosificación de polielectrolito a caudal medio** se realiza mediante la fórmula:

$$D_{\text{polielectrolito}} = \frac{Q_{\text{med}} \times Dd}{c}$$

donde:

Q_{max} es el caudal total medio de agua a tratar y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 34).

Dd es la dosis de polielectrolito de diseño y su valor es de 0,5 mg/l igual a 0,0005 mg/l (tabla 34).

c es la concentración de preparación de polielectrolito y su valor es 2,5 g/l igual a 0,0025 kg/l (tabla 34).

así pues:

$$D_{\text{polielectrolito}} = \frac{1.667 \times 0,0005}{0,0025} = 332 \text{ l/h}$$

El cálculo de la **concentración de polielectrolito a caudal medio en el punto de dosificación** se realiza mediante la fórmula [2]:

$$C_d = \frac{\frac{C_h}{n}}{Q + Q_d}$$

donde:

C_h es el consumo horario de reactivo y su valor es de 0,83 kg /h igual a 830 g/l (tabla 34).

n es el número bombas en servicio y su valor es 2 (tabla 34).

Q es el caudal del reactivo por línea y su valor es de 166 l/h (tabla 34).

Q_d es el caudal de agua de dilución por línea y su valor es de 1,2 m³/h igual a 1200 l/h (tabla 34).

así pues:

$$C_d = \frac{\frac{830}{2}}{1200 + 166,6} = 0,3 \text{ g/l}$$

El cálculo de la **dosificación de polielectrolito a caudal máximo** se realiza mediante la fórmula:

$$D_{\text{polielectrolito}} = \frac{Q_{\text{med}} \times Dd}{c}$$

donde:

Q_{max} es el caudal total medio de agua a tratar y su valor es de 4.000 m³/h (tabla 34).

Dd es la dosis de polielectrolito de diseño y su valor es de 0,5 mg/l igual a 0,0005 mg/l (tabla 34).

c es la concentración de preparación de polielectrolito y su valor es 2,5 g/l igual a 0,0025 kg/l (tabla 34).

así pues:

$$D_{\text{polielectrolito}} = \frac{4.000 \times 0,0005}{0,0025} = \mathbf{800 \text{ l/h}}$$

El cálculo de la **concentración de polielectrolito a caudal medio en el punto de dosificación** se realiza mediante la fórmula:

$$C_d = \frac{\frac{C_h}{n}}{Q + Q_d}$$

donde:

C_h es el consumo horario de reactivo y su valor es de 2 kg /h igual a 2000 g/l (tabla 34).

n es el número bombas en servicio y su valor es 2 (tabla 34).

Q es el caudal del reactivo por línea y su valor es de 400 l/h (tabla 34).

Q_d es el caudal de agua de dilución por línea y su valor es de 1,2 m³/h igual a 1200 l/h (tabla 34).

así pues:

$$C_d = \frac{\frac{2000}{2}}{1200 + 400} = \mathbf{0,63 \text{ g/l}}$$

4.2.7. Tamices rotativos

En la línea de aguas, a continuación del Densadeg, se encuentra la etapa microtamizado. El equipo encargado de este proceso es el tamiz rotativo, cuyas características para el dimensionamiento se presentan en la tabla 35.

Caudal máximo de diseño	2.300 m ³ /h
Numero de tamices	3
Caudal unitario necesario	767 m ³ /h

Tabla 35. Dimensionamiento de los tamices

A partir del canal unitario necesario, fijamos el caudal mínimo unitario y se seleccionan las dimensiones de longitud, anchura y profundidad del canal donde se encuentran los tamices (tabla 36).

La luz de malla del tamiz es de 1 mm ya que así lo exigen las membranas, la limpieza de este equipo es automática y se realiza mediante agua a presión.

Luz de malla	1 mm
Caudal máximo unitario	800 m ³ /h
Longitud total	2.600 mm
Anchura del canal	1.810 mm
Profundidad del canal	1.700 mm
Limpieza	Automática con agua a presión

Tabla 36. Tamices adoptados

Una vez dimensionados los tamices y el canal donde se encuentran, es necesario calcular la cantidad de residuos que son capaces de retirar. En la tabla 37, se resume el cálculo de los residuos además de su modo de retirada y el tiempo de operación de los estos sistemas.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Caudal diario de agua a tratar	40.000 m ³ /h
Producción media de residuos	60,00 m ³ / Hm ³ de agua 2,40 m ³ /día de producto seco
Producción máxima de residuos	120,00 m ³ / Hm ³ de agua 4,80 m ³ /día de producto seco
Sistema de retirada de residuos	Bombeo
Número de unidades	1
Capacidad máxima unitaria	17,00 m ³ /h
Tiempo medio de operación	0,14 h/día

Tabla 37. Compactación de residuos en los tamices

El cálculo de la **producción máxima de residuos en las rejás** se realiza mediante la fórmula:

$$\text{Materia máxima por Hm}^3 \text{ de agua} = \frac{he \times L}{Q}$$

donde:

he son los habitantes equivalentes y su valor es de 413.333 ; [cap. 4.1.1.].

L son los litros equivalentes por habitante en función de la separación de los barrotes y su valor es de 4,24 l/he/año igual a 0,0116 l/he/día (tabla 37).

Q es el caudal diario de agua a tratar y su valor es de 40.000 m³/día igual a 0,04 Hm³/día (tabla 37).

así pues:

$$\text{Materia máxima por Hm}^3 \text{ de agua} = \frac{413.333 \times 0,0116}{0,04} = \mathbf{120 \text{ m}^3 / \text{Hm}^3}$$

El cálculo del **tiempo medio de operación** se realiza mediante la fórmula:

$$t_{\text{med.op}} = \frac{\text{Mat}_{\text{med}}}{C_{\text{max}}}$$

donde:

C_{max} es la capacidad máxima y su valor es de 17 m³ / h (catálogo).

Mat_{med} es la materia media por día y su valor es de 2,4 m³/día (tabla 37).

$$t_{\text{med.op}} = \frac{2,4}{17} = \mathbf{0,14 \text{ h/día}}$$

4.2.8. Tratamiento biológico con nitrificación completa

El dimensionamiento del tratamiento biológico y de todos los elementos presentes en esta etapa es uno de los puntos clave de este capítulo y del proyecto. Un buen dimensionamiento del biológico implica una optimización de los costes ya que implica casi un 29% del total de los costes de equipos mecánicos, de aquí su importancia.

4.2.8.1. Datos de diseño

Para dicho dimensionamiento partimos de los datos de diseño presentes en las siguientes tablas. La tabla 38 recoge los caudales de diseño, la tabla 39 la contaminación a la entrada del tratamiento biológico, la tabla 40 los resultados a obtener después de este tratamiento y por último la tabla 41 otros datos importantes a la hora del diseño.

Caudal medio diario	40.000 m ³ /día
Caudal medio horario	1.667 m ³ /h
Caudal máximo horario	2.300 m ³ /h

Tabla 38. Datos de diseño

SS	215 mg/l 8.600 kg SS/día
DBO ₅	434,0 mg/l 17.360 kg DBO ₅ /día
DQO	605,5 mg/l 24.220 kg DQO/día
N-TK	55,30 mg/l 2.212 kg N-TK/día
P	13,60 mg/l 544 kg P/día
Coeficiente punta de contaminación Punta de DBO ₅ Punta de N-Total	1,5 1,5
Duración de la punta	4,00 h

Tabla 39. Contaminación a la entrada

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

SS	1 mg/l 40 kg SS/día
DBO ₅	10 mg/l 400 kg DBO ₅ /día
N-Total	10 mg/l 400 kg N-Total/día
P	10 mg/l 400 kg P/día

Tabla 40. Resultados a obtener

Altitud de la planta	245 m
O ₂ residual en el licor mixto	2 mg/l
Temperatura máxima de diseño	26 °C
Temperatura mínima de diseño	19 °C
Concentración de sólidos en el reactor	6,40 g/l
Concentración de sólidos en membranas	8,00 g/l

Tabla 41. Otros datos de diseño

4.2.8.2. Balance de nitrógeno

Como se describió en el capítulo correspondiente al tratamiento biológico, existe una recirculación de N en el reactor, dicho balance de N se presenta en la tabla 42.

N-TK entrada	55,3 mg/l
% de N-orgánico no amonificable	3,0 % de N-TK entrada
% de N eliminado por síntesis	6,0 % DBO ₅
% de N en los fangos biológicos	9,0 % de SS
N-NO ₃ a nitrificar	27,7 mg/l
% de N-NO ₃ a desnitrificar	72,9 %
N-NO ₃ a desnitrificar	20,2 mg/l
N-NH ₃ en agua depurada	0,5 mg/l
N organico en agua depurada	1,659 mg/l
N con SS en agua depurada	0,1 mg/l
N-TK en agua depurada	2,3 mg/l
N-NO ₃ en agua depurada	7,5 mg/l
N total en agua depurada	9,8 mg/l

Tabla 42. Balance de nitrógeno

El cálculo del **N-NO₃ a nitrificar** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$m_{N-NO} = (N - TK_e) - (N_{org \text{ no amonificable}} + N_{eliminado})$$

donde:

N-TK_e es el N-TK entrada y su valor es de 55,3 mg/l igual (tabla 42).

N_{org no amonificable} es el N-orgánico no amonificable y su valor es un 3% del N-TK entrada igual a 1,659 mg/l (tabla 42).

N_{eliminado} es el N eliminado por síntesis y su valor es un 6% de la DBO₅ de entrada igual a 26,04 mg/l (tabla 42).

así pues:

$$m_{N-NO} = 55,3 - (1,659 + 26,04) = \mathbf{27,7 \text{ mg/l}}$$

Por otra parte, la expresión que da la **máxima concentración de N como nitrato, que podría desnitrificarse** en la zona anóxica prevista, es según Van Haandel, Dold y Marais [6]:

$$\%D = S_{bi} \left(\frac{f_{bs} \times (1 - P \times Y)}{2,86} + \frac{Y \times K_2 \times f_x}{1 + b_{ht}} \right)$$

donde:

S_{bi} es la concentración de DQO degradable en el efluente y suponemos en nuestro caso un valor de $2 \times DBO_5 = 1,88 \times 434 = 816 \text{ mg/l}$; [6].

f_{bs} es la relación entre la DQO rápidamente degradable y la DQO biodegradable y su valor es de 0,33 para agua decantada; [6].

P es la relación DQO/SS de la masa de fangos y su valor es de 1,4 mg DQO / mg de SS.

Y es el coeficiente de crecimiento de las bacterias heterótrofas y su valor es de 0,45 mg SS/mg DQO; [6].

K₂ es el coeficiente de desnitrificación y su valor es de 0,648 mg N-NO₃H/mg SS día.

b_{ht} es el coeficiente de decrecimiento de las bacterias heterótrofas y su valor es de 1,48 (1/día) ; [6].

F_x es la fracción de SS en la zona anóxica y su valor es de 0,4; [6].

así pues:

$$\%D = 816 \left(\frac{0,33 \times (1 - 1,4 \times 0,45)}{2,86} + \frac{0,45 \times 0,648 \times 0,4}{1 + 1,48} \right) = \mathbf{72,9 \%}$$

El cálculo del **N-NO₃ a desnitrificar** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$m_{N-NO\ des} = m_{N-NO} \times \%desnt$$

donde:

m_{N-NO} es el N-NO a nitrificar y su valor es de 27,7 mg/l (tabla 42).

$\%desnt$ es el % de N-NO₃ a desnitrificar y su valor es de 72,9 % (tabla 42).

así pues:

$$m_{N-NO\ des} = 27,7 \times 0,729 = \mathbf{20,2\ mg/l}$$

El cálculo del **N-TK en agua depurada** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$m_{N-TK} = N_o + N_{SS} + N_{N-NH}$$

donde:

N_o es el N organico en agua depurada y su valor es de 1,659 mg/l (tabla 42).

N_{SS} es el N con SS en agua depurada y su valor es de 0,1 mg/l (tabla 42).

N_{N-NH} es el N-NH₃ en agua depurada y su valor es de 0,5 mg/l (tabla 42).

así pues:

$$m_{N-TK} = 1,659 + 0,1 + 0,5 = \mathbf{2,3\ mg/l}$$

El cálculo del **N total en agua depurada** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$m_{N-TK} = m_{N-TK} + (m_{N-NO} - m_{N-NO\ des})$$

donde:

m_{N-NO} es el N-NO a nitrificar y su valor es de 27,7 mg/l (tabla 42).

$m_{N-NO\ des}$ es el N-NO a desnitrificar y su valor es de 20,5 mg/l (tabla 42).

m_{N-KT} es el N-KT en el agua depurada y su valor es de 2,3 mg/l (tabla 42).

así pues:

$$m_{N-TK} = 2,3 + (27,7 + 20,5) = \mathbf{9,8\ mg/l}$$

4.2.8.3. Volumen y tiempo de aeración necesarios

Para calcular el volumen mínimo necesario del reactor biológico según los datos proporcionados anteriormente, existen varias vías de resolución. Hay que calcular el volumen mínimo necesario según distintas variables que son: por la carga másica de diseño, por la carga de contaminantes, según la edad del fango y por último según el balance de N (nitrificación y desnitrificación). De todos los volúmenes calculados se adoptara el más restrictivo para dimensionar los reactores del biológico.

Primeramente se calcula el volumen mínimo según la carga másica de diseño (tabla 43).

DBO ₅ de entrada	434 mg/l 17.360 kg DBO ₅ /día
Carga másica de diseño	0,24 kg DBO ₅ /kg SS
Concentración de sólidos	6,4 g/l
Volumen necesario para reactores	11.302 m ³

Tabla 43. Por carga másica de diseño

El cálculo del **volumen necesario por carga másica de diseño** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$Vol = \frac{S \times Q}{X \times C_m}$$

donde:

S es la DBO₅ de entrada y su valor es de 434 mg/l igual a 0,434 kg/m³ (tabla 43).

Q es el caudal diario y su valor es de 40.000 m³/día (tabla 38).

X es la concentración de sólidos y su valor es de 6,4 g/l igual a 6,4 kg/m³ (tabla 43).

C_m es la carga másica de diseño y su valor es de 0,24 kg DBO₅/kg SS (tabla 43).

así pues:

$$Vol = \frac{0,434 \times 40.000}{6,4 \times 0,24} = \mathbf{11.302 \text{ m}^3}$$

El volumen mínimo según la eliminación de los contaminantes se presenta en la tabla 44.

DBO ₅ total en agua bruta	620 mg/l
% de DBO ₅ soluble en agua	40 %
DBO ₅ soluble en agua bruta	248 mg/l
Rendimiento de la decantación primaria	30 %
DBO ₅ total de entrada al biológico	434 mg/l
DBO ₅ soluble de entrada al biológico	173,6 mg/l
Constante de degradabilidad	1,7
Concentración de sólidos en el reactor	6,4 g/l
% de MV en fagos biológicos	89 %
DBO ₅ total en el agua depurada	10 mg/l
% de DBO ₅ asociada a SS	36 %
SS en el agua depurada	1 mg/l
DBO ₅ insoluble en el agua depurada	0,4 mg/l
DBO ₅ soluble en el agua depurada	9,6 mg/l
Tiempo de retención mínimo necesario	2,58 h
Margen de seguridad	40 %
Volumen necesario de zona aerada	6.019 m ³
Tiempo de aeración necesario	11,69 h/día

Tabla 44. Por eliminación de DBO₅

El cálculo **de la DBO₅ soluble en agua** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$\text{DBO}_{5 \text{ soluble}} = \text{DBO}_{5 \text{ agua bruta}} \times \% \text{solubilidad}$$

donde:

DBO_{5aguabruta} es la concentración de contaminantes en el agua bruta, su valor es de 620 mg/l (tabla 44).

%solubilidad es el % de DBO₅ soluble en agua y su valor es de 40% (tabla 44).

así pues:

$$\text{DBO}_{5 \text{ soluble}} = 620 \times 0,4 = \mathbf{248 \text{ mg/l}}$$

El cálculo **de la DBO₅ total de entrada al biológico** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$DBO_{5 \text{ biologico}} = DBO_{5 \text{ agua bruta}} \times (1 - \mu)$$

donde:

$DBO_{5 \text{ aguabruta}}$ es la concentración de contaminantes en el agua bruta, su valor es de 620 mg/l (tabla 44).

μ es el rendimiento de la decantación primaria y su valor es de 30% (tabla 44).

así pues:

$$DBO_{5 \text{ biologico}} = 620 \times (1 - 0,3) = \mathbf{434 \text{ mg/l}}$$

El cálculo **de la DBO₅ soluble de entrada al biológico** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$DBO_{5 \text{ soluble biologico}} = DBO_{5 \text{ biologico}} \times \% \text{solubilidad}$$

donde:

$DBO_{5 \text{ biologico}}$ es la concentración de contaminantes en el agua bruta, su valor es de 434 mg/l (tabla 44).

$\% \text{solubilidad}$ es el % de DBO₅ soluble en agua y su valor es de 40% (tabla 44).

así pues:

$$DBO_{5 \text{ soluble}} = 434 \times 0,4 = \mathbf{173,6 \text{ mg/l}}$$

El cálculo del **volumen necesario de la zona aerada por eliminación de DBO₅** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$Vol = (Q \times t_r) + (Q \times t_r) \times MGS$$

donde:

Q es el caudal horario y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 44).

t es el tiempo de retención y su valor es de 2,58 h (tabla 44).

MGS es el margen de seguridad y su valor es de 40 % (tabla 44).

así pues:

$$Vol = (1.667 \times 2,58) + (1.667 \times 2,58) \times 0,4 = \mathbf{6020 \text{ m}^3}$$

El volumen mínimo calculado por medio de la edad del fango se presenta en la tabla 45.

Temperatura mínima para nitrificación	19,5 °C
Edad fango	6,6 días
Producción media de fangos biológicos	11.311 kg MS/día
Masa de fangos necesaria	79.091,2 kg MS
Concentración de fangos	6,4 g/l
Volumen necesario del reactor	12.358 m ³
Tiempo de aeración	14,42 h/día

Tabla 45. Por edad del fango

El cálculo de la **edad del fango** se realiza mediante el siguiente proceso de cálculo, primeramente se calcula el **ratio de producción de fangos** en exceso según la siguiente fórmula [2]:

$$R = 0,56 - 0,75 \left(\frac{b}{C_m \times \mu} \right) + 0,50 \left(\frac{B}{\mu} \right)$$

donde:

b es un coeficiente y su valor es 0,0506; [2].

C_m es la carga másica de diseño y su valor es de 0,24 kg DBO₅/kg SS (tabla 45).

μ es el rendimiento del proceso y su valor es igual a 98%; [2].

B es la relación entre los SS de entrada y la DBO₅ de entrada y su valor es de 0,5 (tabla 39).

así pues:

$$R = 0,56 - 0,75 \left(\frac{0,0506}{0,24 \times 0,98} \right) + 0,50 \left(\frac{0,5}{0,98} \right) = 0,651$$

A continuación se calcula la producción de fangos a digestión según la siguiente fórmula [3]:

$$\text{Prod}_{\text{fang dig}} = \text{Producción de fangos biológicos} - \text{Fangos en agua tratada}$$

$$\text{Prod}_{\text{fang dig}} = (\text{DBO}_5 \text{ agua bruta} \times R) - (\text{SS agua tratada} \times Q)$$

donde:

R es el ratio de producción de fangos y su valor es de 0,651 (tabla 45).

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

DBO₅ en agua bruta es la cantidad de contaminantes a la entrada y su valor es 17.360 kg DBO₅/día (tabla 45).

SS en agua tratada es la cantidad de sólidos en suspensión del agua tratada y su valor es de 1 mg/l igual a 1×10^{-3} kg/m³ (tabla 45).

Q es el caudal diario y su valor es de 40.000 m³/día (tabla 45).

así pues:

$$\text{Prod}_{\text{fang dig}} = (17.360 \times 0,651) - (1 \times 10^{-3} \times 40.000) = \mathbf{11.271 \text{ kg MS/día}}$$

Una vez fijada la edad del fango se obtiene el **volumen del reactor mínimo necesario** para dicha edad del fango [3]:

$$\text{Vol}_{\text{reactor}} = \frac{\text{Prod}_{\text{fang bio}} \times \text{Edad}_{\text{fango}}}{C}$$

donde:

Prod_{fang bio} es la producción de fangos biológicos y su valor es 11.311 kg MS/día (tabla 45).

Edad_{fango} es la edad del fango calculada y su valor es de 6,6 días (tabla 45).

C es la concentración de fangos y su valor es de 6,4 g/l (tabla 45).

así pues:

$$\text{Vol}_{\text{reactor}} = \frac{11.311 \times 6,6}{6,4} = \mathbf{12.358 \text{ m}^3}$$

El volumen mínimo calculado por la cinética de nitrificación se presenta en la tabla 46.

Temperatura mínima para nitrificación	19,5 °C
Constante de nitrificación	0,094 kg N/kg MV día
Cantidad de N a nitrificar	1.108 kg N/día
Masa de MV necesaria	11.884 kg MV
Concentración media de fangos	6,4 g/l
% de MV	89 %
Margen de seguridad	40 %
Volumen necesario	2.921 m ³
Tiempo de aeración	6 h/día

Tabla 46. Por cinética de nitrificación

El cálculo de la **cantidad de N a nitrificar** se realiza según la siguiente fórmula [3]:

$$m_N = Q \times C$$

donde:

Q es el caudal diario y su valor es de 40.000 m³/día (tabla 38).

C es la concentración de N-NO₃ a nitrificar y su valor es de 27,7 mg/l igual a 0,027 kg/m³ (tabla 46).

así pues:

$$m_N = 40.000 \times 0,027 = \mathbf{1.080 \text{ kg N/h}}$$

El cálculo del **volumen necesario por cinética de nitrificación** se realiza según la siguiente fórmula [3]:

$$\text{Vol} = \frac{\frac{m_N / \text{Cte N}}{\% \text{ MV}}}{C}$$

donde:

m_N es la cantidad de N a nitrificar y su valor es de 1.080 kg N/h (tabla 46).

Cte N es la constante de nitrificación y su valor es de 0,094 kg N/kg MV día (tabla 46).

% MV es el porcentaje de MV presente y su valor es de 89 % (tabla 46).

C es la concentración media de fangos y su valor es de 6,4 g/l (tabla 46).

así pues:

$$\text{Vol} = \frac{\frac{1.108 / 0,094}{0,89}}{6,4} = \mathbf{2.086,4 \text{ m}^3}$$

que aplicando el margen de seguridad (MGS) del 40% el volumen necesario es igual a:

$$\text{Vol}_{\text{necesario}} = \text{Vol} + \text{Vol} \times \text{MGS} = 2.086,4 + 2.086,4 \times 0,4 = \mathbf{2921 \text{ m}^3}$$

El volumen mínimo calculado por la cinética de la desnitrificación se presenta en la tabla 47.

Temperatura mínima para desnitrificación	19,5 °C
Constante de desnitrificación mixta	0,1 kg N/kg MV día
N-NO ₃ a desnitrificar	808 N/día
Masa de MV necesaria	20.078 kg MV
Concentración media de fangos	6 g/l
% de MV	89 %
Margen de seguridad	40 %
Volumen necesario	4.935 m ³
Tiempo de parada	9,58 h/día

Tabla 47. Por cinética de desnitrificación mixta

El cálculo de la **cantidad de N a desnitrificar** se realiza según la siguiente fórmula [3]:

$$m_N = Q \times C$$

donde:

Q es el caudal diario y su valor es de 40.000 m³/día (tabla 47).

C es la concentración de N-NO₃ a desnitrificar y su valor es de 20,2 mg/l igual a 0,0202 kg/m³ (tabla 47).

así pues:

$$m_N = 40.000 \times 0,0202 = \mathbf{808 \text{ kg N/h}}$$

El cálculo del **volumen necesario por cinética de desnitrificación** se realiza según la siguiente fórmula [3]:

$$\text{Vol} = \frac{\frac{m_N / \text{Cte N}}{\% \text{ MV}}}{C}$$

donde:

m_N es la cantidad de N a desnitrificar y su valor es de 808 kg N/h (tabla 47).

Cte N es la constante de desnitrificación y su valor es de 0,04 kg N/kg MV día (tabla 47).

% MV es el porcentaje de MV presente y su valor es de 89 % (tabla 47).

C es la concentración media de fangos y su valor es de 6,4 g/l (tabla 47).

así pues:

$$\text{Vol} = \frac{\frac{808/0,04}{0,89}}{6,4} = \mathbf{3.524,92 \text{ m}^3}$$

que aplicando el margen de seguridad (MGS) del 40% el volumen necesario es igual a:

$$\text{Vol}_{\text{necesario}} = \text{Vol} + \text{Vol} \times \text{MGS} = 3.524,92 + 3.524,92 \times 0,4 = \mathbf{4.935 \text{ m}^3}$$

Teniendo en cuenta todos los volúmenes calculados anteriormente según los distintos parámetros, **el volumen mínimo necesario es el calculado por edad del fango**; así pues el volumen y tiempo de aeración necesarios son los recogidos en la tabla 48.

Volumen mínimo necesario	12.358 m ³
Tiempo de aeración	14,4 h/día
Tiempo de parada	9,58 h/día

Tabla 48. Volumen y tiempo de aeración necesarios

4.2.8.4. Reactores biológicos adoptados

A partir de los datos de la tabla 48, se determinan las dimensiones geométricas de los reactores atendiendo al dato de volumen mínimo necesario. Así pues las dimensiones se presentan en la tabla 49.

Número de líneas	2
Forma del canal	Recto + semicírculo en los extremos
Longitud recta unitaria	69 m
Anchura unitaria de lado a lado	5,5 m
Superficie unitaria	854 m ²
Profundidad útil	7,25 m

Tabla 49. Dimensiones geométricas de los reactores

Con las dimensiones geométricas de los reactores se obtiene el **volumen real del reactor** dimensionado, cuyo valor se presentan en la tabla 50 junto con los tiempos adoptados de aeración y de parada referidos a dicho volumen.

Volumen útil unitario	6.192 m ³
Volumen total	12.384 m ³
Tiempo de aeración adoptado	14,5 h/día
Tiempo de parada	9,5 h/día

Tabla 50. Volumen y tiempo de aeración adoptados

La zona de las membranas que se calcularán en el apartado 4.2.10. tiene las características geométricas que se presentan en la tabla 51.

Número de cubas	6
Longitud unitaria	17,10 m
Anchura unitaria	3 m
Profundidad unitaria	3,7 m
Volumen útil unitario	190 m ³
Volumen total	1.140 m ³

Tabla 51. Zona de membranas

Con las dimensiones geométricas de los reactores y de las membranas se obtienen las condiciones de operación del tratamiento biológico (tabla 52).

Concentración de sólidos en aeración	6,40 g/l
Concentración de sólidos en membranas	8 g/l
Carga volúmica	1,401 kg DBO ₅ /m ³ día
Carga másica s/ sólidos totales	0,219 kg DBO ₅ /kg SS día
Tiempo total de retención	
A caudal medio	7,43 h
A caudal máximo	5,38 h
Tiempo efectivo de estancia en zona aerada	
A caudal medio	4,49 h
A caudal máximo	3,24 h
Tiempo total de retención	
A caudal medio	2,94 h
A caudal máximo	2,14 h
Tiempo total de retención	
A caudal medio	0,68 h
A caudal máximo	0,50 h
Edad del fango de funcionamiento	5 días
Nitrificación mantenida por encima de	17,4 °C

Tabla 52. Condiciones de operación

El cálculo de la **carga volúmica** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$C_v = \frac{S \times Q}{Vol}$$

donde:

S es la DBO₅ de entrada y su valor es de 434 mg/l igual a 0,434 kg/m³ (tabla 52).

Q es el caudal diario y su valor es de 40.000 m³/día (tabla 38).

Vol es el volumen del reactor y su valor es de 12.384 m³ (tabla 50).

así pues:

$$C_v = \frac{0,434 \times 40.000}{12.384} = 1,401 \text{ kg DBO}_5/\text{m}^3 \text{ día}$$

El cálculo de la **carga másica** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$C_v = \frac{S \times Q}{C \times Vol}$$

donde:

S es la DBO₅ de entrada y su valor es de 434 mg/l igual a 0,434 kg/m³ (tabla 39).

Q es el caudal diario y su valor es de 40.000 m³/día (tabla 38).

Vol es el volumen del reactor y su valor es de 12.384 m³ (tabla 50).

C es la concentración de sólidos en aeración y su valor es de 6,40 g/l (tabla 52).

así pues:

$$C_v = \frac{0,434 \times 40.000}{6 \times 12.384} = \mathbf{0,219 \text{ kg DBO}_5/\text{kg SS día}}$$

El cálculo del **tiempo de retención** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$t_r = \frac{Vol}{Q}$$

donde a caudal medio:

Vol es el volumen del reactor y su valor es de 12.384 m³ (tabla 50).

Q es el caudal diario y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 38).

así pues:

$$t_r = \frac{12.384}{1.667} = \mathbf{7,43 \text{ h}}$$

y para caudal máximo:

Vol es el volumen del reactor y su valor es de 12.384 m³ (tabla 50).

Q es el caudal diario y su valor es de 2.300 m³/h (tabla 38).

así pues:

$$t_r = \frac{12.384}{2.300} = \mathbf{5,38 \text{ h}}$$

El cálculo del **tiempo efectivo en la zona aerada** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$t_{e \text{ aeración}} = \frac{\text{Vol}_{\text{aeración}}}{Q}$$

donde a caudal medio:

$\text{Vol}_{\text{aeración}}$ es el volumen de la zona de aeración y su valor es un 60% del volumen total del reactor por lo tanto es 7.430 m^3 .

Q es el caudal diario y su valor es de $1.667 \text{ m}^3/\text{h}$ (tabla 38).

así pues:

$$t_{e \text{ aeración}} = \frac{7.430}{1.667} = \mathbf{4,49 \text{ h}}$$

y para caudal máximo:

$\text{Vol}_{\text{aeración}}$ es el volumen de la zona de aeración y su valor es un 60% del volumen total del reactor por lo tanto es 7.430 m^3 .

Q es el caudal diario y su valor es de $2.300 \text{ m}^3/\text{h}$ (tabla 38).

así pues:

$$t_{e \text{ aeración}} = \frac{7.430}{2.300} = \mathbf{3,23 \text{ h}}$$

El cálculo del **tiempo efectivo en la zona anoxia** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$t_{e \text{ anoxia}} = \frac{\text{Vol}_{\text{anoxia}}}{Q}$$

donde a caudal medio:

$\text{Vol}_{\text{anoxia}}$ es el volumen de la zona de aeración y su valor es un 40% del volumen total del reactor por lo tanto es 4.953 m^3 .

Q es el caudal diario y su valor es de $1.667 \text{ m}^3/\text{h}$ (tabla 38).

así pues:

$$t_{e \text{ anoxia}} = \frac{4.953}{1.667} = \mathbf{2,94 \text{ h}}$$

y para caudal máximo:

Vol_{anoxia} es el volumen de la zona de aeración y su valor es un 40% del volumen total del reactor por lo tanto es 4.953 m^3 .

Q es el caudal diario y su valor es de $2.300 \text{ m}^3/\text{h}$ (tabla 38).

así pues:

$$t_r = \frac{4.953}{2.300} = 2,14 \text{ h}$$

Fijado ya definitivamente el volumen del reactor biológico al igual que antes, el cálculo de la **cantidad de fango producido** se realiza mediante el siguiente proceso de cálculo, primeramente se calcula el ratio de producción de fangos en exceso según la siguiente fórmula [1]:

$$R = 0,56 - 0,75 \left(\frac{b}{C_m \times \mu} \right) + 0,50 \left(\frac{B}{\mu} \right)$$

donde:

b es un coeficiente y su valor es 0,0462; [2].

C_m es la carga másica de diseño y su valor es de $0,219 \text{ kg DBO}_5/\text{kg SS}$ (tabla 52).

μ es el rendimiento del proceso y su valor es igual a 98%; [2].

B es la relación entre los SS de entrada y la DBO_5 de entrada y su valor es de 0,5 (tabla 52).

así pues:

$$R = 0,56 - 0,75 \left(\frac{0,0462}{0,219 \times 0,98} \right) + 0,50 \left(\frac{0,5}{0,98} \right) = 0,651$$

A continuación se calcula la producción de fangos a digestión según la siguiente fórmula [1]:

$$\text{Prod}_{\text{fang dig}} = \text{Producción de fangos biológicos} - \text{Fangos en agua tratada}$$

$$\text{Prod}_{\text{fang dig}} = (\text{DBO}_5 \text{ agua bruta} \times R) - (\text{SS agua tratada} \times Q)$$

donde:

R es el ratio de producción de fangos y su valor es de 0,651.

DBO₅ en agua bruta es la cantidad de contaminantes a la entrada y su valor es 17.360 kg DBO₅/día (tabla 39).

SS en agua tratada es la cantidad de sólidos en suspensión del agua tratada y su valor es de 1 mg/l igual a 1×10^{-3} kg/m³ (tabla 40).

Q es el caudal diario y su valor es de 40.000 m³/día (tabla 39).

así pues:

$$\text{Prod}_{\text{fang dig}} = (17.360 \times 0,651) - (1 \times 10^{-3} \times 40.000) = \mathbf{11.271 \text{ kg MS/día}}$$

Por lo tanto la **edad del fango real una vez fijado el volumen** se calcula según la fórmula [1]:

$$\text{Edad}_{\text{fango}} = \frac{C \times \text{Vol}_{\text{reactor}}}{\text{Prod}_{\text{fang dig}}}$$

donde:

C_m es la concentración de los fangos en el reactor y su valor es de 6,4 g/l (tabla 52).

Vol_{reactor} es el volumen del reactor y su valor es de 12.384 m³ (tabla 50).

Prod_{fang dig} es la producción de fangos al digestor y su valor es 11.271 kg MS/día (tabla 38).

así pues:

$$\text{Edad}_{\text{fango}} = \frac{6,4 \times 12.384}{11.271} = \mathbf{7 \text{ días}}$$

4.2.8.5. Resultados obtenidos

Una vez dimensionados los reactores hay que calcular la eliminación de carga contaminante que existe en dichos reactores. En la tabla 53 se presentan los resultados de esta eliminación, se parte de la cantidad total de DBO₅ total en agua bruta para calcular la DBO₅ total en el agua depurada.

DBO ₅ total en agua bruta	620 mg/l
% de DBO ₅ soluble en agua	40 %
DBO ₅ soluble en agua bruta	248 mg/l
Rendimiento de la decantación primaria	30 %
DBO ₅ total de entrada al biológico	434 mg/l
DBO ₅ soluble de entrada al biológico	173,6 mg/l
Constante de degradabilidad	1,7 días ⁻¹
Tiempo de retención	4,45 h
Concentración de MV en fagos biológicos	4,8 g/l
DBO ₅ soluble en el agua depurada	5,1 mg/l
% de DBO ₅ asociada a SS	36 %
SS en agua depurada	3 mg/l
DBO ₅ insoluble en el agua depurada	1,1 mg/l
DBO ₅ total en el agua depurada	6,2 mg/l

Tabla 53. Eliminación de DBO₅

El cálculo **de la DBO₅ soluble en agua** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$\text{DBO}_{5 \text{ soluble}} = \text{DBO}_{5 \text{ agua bruta}} \times \% \text{solubilidad}$$

donde:

DBO_{5aguabruta} es la concentración de contaminantes en el agua bruta, su valor es de 620 mg/l (tabla 53).

%_{solubilidad} es el % de DBO₅ soluble en agua y su valor es de 40% (tabla 53).

así pues:

$$\text{DBO}_{5 \text{ soluble}} = 620 \times 0,4 = \mathbf{248 \text{ mg/l}}$$

El cálculo **de la DBO₅ total de entrada al biológico** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$DBO_{5 \text{ biologico}} = DBO_{5 \text{ agua bruta}} \times (1 - \mu)$$

donde:

$DBO_{5 \text{ aguabruta}}$ es la concentración de contaminantes en el agua bruta, su valor es de 620 mg/l (tabla 53).

μ es el rendimiento de la decantación primaria y su valor es de 30% (tabla 53).

así pues:

$$DBO_{5 \text{ biologico}} = 620 \times (1 - 0,3) = \mathbf{434 \text{ mg/l}}$$

El cálculo **de la DBO₅ soluble de entrada al biológico** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$DBO_{5 \text{ soluble biologico}} = DBO_{5 \text{ biologico}} \times \% \text{solubilidad}$$

donde:

$DBO_{5 \text{ biológico}}$ es la concentración de contaminantes en el biológico, su valor es de 434 mg/l (tabla 53).

$\% \text{solubilidad}$ es el % de DBO₅ soluble en agua y su valor es de 40% (tabla 53).

así pues:

$$DBO_{5 \text{ soluble}} = 434 \times 0,4 = \mathbf{173,6 \text{ mg/l}}$$

El cálculo **de la DBO₅ soluble en el agua depurada** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$\frac{L_0 - L_e}{L_e} = \frac{k \times X_v \times t}{L_0}$$

donde:

L_0 es la DBO₅ total de entrada al biológico su valor es de 173,6 mg/l (tabla 53).

k es la constante de degradabilidad y su valor es de 1,7 días⁻¹ (tabla 53).

X_v es la concentración de sólidos volátiles en el biológico y su valor es $6.400 \times 0,89$ igual a 5.696 mg/l.

t es el tiempo de aireación y su valor es 14,42 h igual a 0,6 días (tabla 53).

así pues:

$$\frac{173,5 - L_e}{L_e} = \frac{1,7 \times 5.696 \times 0,6}{173,5}$$

$$L_e = \mathbf{5,1 \text{ mg/l}}$$

El cálculo **de la DBO₅ insoluble en el agua depurada** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$DBO_{ins} = SS \times \%DBO$$

donde:

SS es la SS en agua depurada y su valor es de 3 mg/l (tabla 53).

%DBO es el % de DBO₅ asociada a SS y su valor es de 36% (tabla 53).

así pues:

$$DBO_{ins} = 3 \times 0,36 = \mathbf{1,1 \text{ mg/l}}$$

El cálculo **de la DBO₅ total en el agua depurada** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$DBO_5 = DBO_s + DBO_{ins}$$

donde:

DBO_s es la DBO₅ soluble en el agua depurada y su valor es de 5,1 mg/l (tabla 53).

DBO_{ins} es la DBO₅ insoluble en el agua depurada y su valor es de 1,1 mg/l (tabla 53).

así pues:

$$DBO_5 = 5,1 + 1,1 = \mathbf{6,2 \text{ mg/l}}$$

En la tabla 54 se presentan los resultados de la eliminación de N en el reactor diseñado.

Temperatura de operación	19 °C
N-TK entrada	55,3 mg/l
% de N-orgánico no amonificable	3,0 % de N-TK entrada
% de N eliminado por síntesis	6,0 % DBO ₅
% de N en los fangos biológicos	9,0 % de SS
N-NO ₃ nitrificado	27,7 mg/l
% de N-NO ₃ desnitrificado	94,9 %
N-NO ₃ desnitrificado	26 mg/l
N-NH ₃ en agua depurada	0,5 mg/l
N organico en agua depurada	1,7 mg/l
N con SS en agua depurada	0,3 mg/l
N-TK en agua depurada	2,5 mg/l
N-NO ₃ en agua depurada	1,4 mg/l
N-Total en agua depurada	4 mg/l

Tabla 54. Eliminación de nitrógeno

El cálculo del **N-NO₃ a nitrificar** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$m_{N-NO} = (N - TK_e) - (N_{org \text{ no amonificable}} + N_{eliminado})$$

donde:

N-TKe es el N-TK entrada y su valor es de 55,3 mg/l igual (tabla 54).

N_{org no amonificable} es el N-orgánico no amonificable y su valor es un 3% del N-TK entrada igual a 1,659 mg/l (tabla 54).

N_{eliminado} es el N eliminado por síntesis y su valor es un 6% de la DBO₅ de entrada igual a 26,04 mg/l (tabla 54).

así pues:

$$m_{N-NO} = 55,3 - (1,659 + 26,04) = \mathbf{27,7 \text{ mg/l}}$$

Por otra parte, la expresión que da la **máxima concentración de N como nitrato, que podría desnitrificarse** en la zona anóxica prevista, es según Van Haandel, Dold y Marais [1]:

$$\%D = S_{bi} \left(\frac{f_{bs} \times (1 - P \times Y)}{2,86} + \frac{Y \times K_2 \times f_x}{1 + b_{hT}} \right)$$

donde:

S_{bi} es la concentración de DQO degradable en el efluente y suponemos en nuestro caso un valor de $2 \times DBO_5 = 2,44 \times 434 = 1.058 \text{ mg/l}$; [6].

f_{bs} es la relación entre la DQO rápidamente degradable y la DQO biodegradable y su valor es de 0,33 para agua decantada; [6].

P es la relación DQO/SS de la masa de fangos y su valor es de 1,4 mg DQO / mg de SS.

Y es el coeficiente de crecimiento de las bacterias heterótrofas y su valor es de 0,45 mg SS/mg DQO; [6].

K_2 es el coeficiente de desnitrificación y su valor es de 0,648 mg N-NO₃H/mg SS día; [6].

b_{hT} es el coeficiente de decrecimiento de las bacterias heterótrofas y su valor es de 1,48 (1/día) ; [6].

F_x es la fracción de SS en la zona anóxica y su valor es de 0,4; [6].

así pues:

$$\%D = 1.712 \left(\frac{0,33 \times (1 - 1,4 \times 0,45)}{2,86} + \frac{0,45 \times 0,648 \times 0,4}{1 + 1,48} \right) = \mathbf{94,9 \%}$$

El cálculo del **N-NO₃ a desnitrificar** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$m_{N-NO \text{ des}} = m_{N-NO} \times \%desnt$$

donde:

m_{N-NO} es el N-NO a nitrificar y su valor es de 27,7 mg/l (tabla 54).

$\%desnt$ es el % de N-NO₃ a desnitrificar y su valor es de 94,9 % (tabla 54).

así pues:

$$m_{N-NO \text{ des}} = 27,7 \times 0,949 = \mathbf{26 \text{ mg/l}}$$

4.2.8.6. Necesidades de oxígeno

En la tabla 55 se presentan las necesidades de oxígeno para síntesis del reactor a partir de los cálculos de eliminación de contaminantes realizados anteriormente.

DBO ₅ a la entrada del tratamiento biológico	723,3 kg DBO ₅ /h
DBO ₅ total en el agua depurada	10,3 kg DBO ₅ /h
DBO ₅ eliminada	713 kg DBO ₅ /h
Coeficiente a	0,582 kg O ₂ / kg DBO ₅
Necesidades de O ₂ para síntesis	420,67 kg O ₂ /h

Tabla 55. Necesidades de O₂ para síntesis

El cálculo de la **DBO₅ a la entrada del tratamiento biológico** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$DBO_{5 \text{ entrada}} = DBO_5 \times Q$$

donde:

DBO₅ es la cantidad de DBO₅ que entra en el reactor biológico y su valor es de 434 mg/l igual a 0,434 kg/m³ (tabla 53).

Q es el caudal de entrada y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 38).

así pues:

$$DBO_{5 \text{ entrada}} = 0,434 \times 1.667 = \mathbf{723,3 \text{ kg DBO}_5 /h}$$

El cálculo de la **DBO₅ total de agua depurada** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$DBO_{5 \text{ dep}} = DBO_5 \times Q$$

donde:

DBO₅ es la cantidad de DBO₅ en el agua depurada y su valor es de 6,2 mg/l igual a 0,0062 kg/m³ (tabla 53).

Q es el caudal de entrada y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 38).

así pues:

$$DBO_{5 \text{ dep}} = 0,0062 \times 1.667 = \mathbf{10,3 \text{ kg DBO}_5 /h}$$

El cálculo de la **DBO₅ eliminada** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$DBO_{5\text{ eli}} = DBO_5 - DBO_{5\text{ dep}}$$

donde:

DBO₅ es la cantidad de DBO₅ en el agua a la entrada y su valor 723,3 kg/h (tabla 55).

DBO_{5 dep} es la cantidad de DBO₅ total en el agua depurada y su valor 10,3 kg/h (tabla 55).

así pues:

$$DBO_{5\text{ eli}} = 723,3 \times 10,3 = \mathbf{713\text{ kg DBO}_5/\text{h}}$$

El cálculo del **coeficiente a** se realiza mediante la tabla de la figura X. A partir de la carga másica obtenida para el reactor, se obtienen los valores de los coeficiente a y b interpolando.

Cm	a	b
1,000	0,500	0,136
0,700	0,500	0,131
0,500	0,500	0,123
0,400	0,530	0,117
0,300	0,550	0,108
0,219	0,582	0,095
0,200	0,590	0,092
0,100	0,650	0,066
0,050	0,660	0,040

Figura 32. Tabla para el cálculo de coeficientes de necesidad de O₂ [7].

El cálculo de las **necesidades de O₂ para síntesis** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$O_{2\text{ sint}} = DBO_{5\text{ eli}} \times a$$

donde:

DBO_{5 eli} es la cantidad de DBO₅ eliminada y su valor 713 kg/m³ (tabla 55).

a es un coeficiente y su valor es 0,582 kg O₂/ kg DBO₅ (tabla 55).

así pues:

$$O_{2\text{ sint}} = \frac{713}{0,582} = \mathbf{420,67\text{ kg O}_2/\text{h}}$$

Concentración de N-NO ₃ a nitrificar	27,4 mg/l
Concentración de N-NO ₃ a desnitrificar	26 mg/l
Caudal de agua a tratar	1.667 m ³ /h
N-NO ₃ a nitrificar	45,7 kg N-NO ₃ /h
Consumo de O ₂ en nitrificación	208,8 kg O ₂ /h
N-NO ₃ a desnitrificar	43,3 kg N-NO ₃ /h
O ₂ recuperado en desnitrificación	123,8 kg O ₂ /h
Necesidades de O ₂ para nitrificación	85 kg O ₂ /h

Tabla 56. Necesidades de O₂ para nitrificación

En la tabla 56 se presentan las necesidades de oxígeno para la nitrificación en el reactor a partir de los cálculos de eliminación de nitrógeno realizados anteriormente.

El cálculo de la cantidad **N-NO₃ a nitrificar** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$N - NO_{3 \text{ nit}} = C \times Q$$

donde:

C es la concentración de N-NO₃ a nitrificar y su valor es de 27,7 mg/l igual a 0,0277 kg/m³ (tabla 56).

Q es el caudal de entrada y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 38).

así pues:

$$N - NO_{3 \text{ nit}} = 0,0277 \times 1.667 = \mathbf{45,7 \text{ kg N} - NO_3 /h}$$

El cálculo del consumo de **O₂ en nitrificación** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$O_{2 \text{ nit}} = c \times N - NO_{3 \text{ nit}}$$

donde:

c es el coeficiente O₂ necesario en nitrificación y su valor es de 4,57 kg O₂/ kg N-NO₃; [7].

N-NO_{3 nit} es la cantidad de N-NO₃ a nitrificar y su valor es de 45,7 kg N-NO₃ /h (tabla 56).

así pues:

$$O_{2 \text{ nit}} = 4,57 \times 45,7 = \mathbf{208,8 \text{ kg O}_2/h}$$

El cálculo de la cantidad **N-NO₃ a desnitrificar** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$N - NO_3_{nit} = C \times Q$$

donde:

C es la concentración de N-NO₃ a desnitrificar y su valor es de 26 mg/l igual a 0,026 kg/m³ (tabla 56).

Q es el caudal de entrada y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 38).

así pues:

$$DBO_{5\text{ entrada}} = 0,026 \times 1.667 = \mathbf{43,3 \text{ kg N} - NO_3 / h}$$

El cálculo del **O₂ recuperado en desnitrificación** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$O_{2\text{ desnit}} = c \times N - NO_3_{\text{desnit}}$$

donde:

c es el coeficiente O₂ necesario en desnitrificación y su valor es 2,86 kg O₂/ kg N-NO₃; [7].

N-NO_{3 desnit} es la cantidad de N-NO₃ a desnitrificar y su valor es de 43,3 kg N-NO₃ /h (tabla 56).

así pues:

$$O_{2\text{ desnit}} = 2,86 \times 45,7 = \mathbf{123,8 \text{ kg O}_2 / h}$$

El cálculo de las **necesidades de O₂ para nitrificación** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$O_2 = O_{2\text{ nit}} - O_{2\text{ desnit}}$$

donde:

c es el coeficiente O₂ necesario en desnitrificación y su valor es de 2,86 kg O₂/ kg N-NO₃ (tabla 56).

N-NO_{3 desnit} es la cantidad de N-NO₃ a desnitrificar y su valor es de 43,3 kg N-NO₃ /h (tabla 56).

así pues:

$$O_2 = 208,8 - 123,8 = \mathbf{85 \text{ kg O}_2 / h}$$

En la tabla 57 se presentan las necesidades de oxígeno para la respiración a partir del volumen total de los reactores.

Volumen total de reactores biológicos	12.384 m ³
Concentración de sólidos en aeración	6,4 g/l
% de MV en fangos biológicos	89 %
Masa de MV	70.539 kg MV
Coeficiente b'	0,095 kg O ₂ / día/ kg MV
Necesidades de O ₂ para respiración	279,22 kg O ₂ /h

Tabla 57. Necesidades de O₂ para respiración

El cálculo de la **masa de MV** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$m_{MV} = Vol \times c \times \%MV$$

donde:

Vol es el volumen del reactor y su valor es 12.384 m³ (tabla 57).

c es la concentración de sólidos en aeración y su valor es 6,4 g/l (tabla 57).

%MV es el % de MV en fangos biológicos y su valor es 89 % (tabla 57).

así pues:

$$m_{MV} = 12.384 \times 6,4 \times 0,89 = \mathbf{70.539 \text{ kg MV}}$$

El cálculo de las **necesidades de O₂ para respiración** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$O_{2 \text{ res}} = \frac{m_{MV}}{t} \times b$$

donde:

m_{MV} es la masa de MV y su valor es 70.539 kg MV (tabla 57).

t son las horas de un día y su valor es 24 h/día (tabla 57).

b es un coeficiente y su valor es 0,095 kg O₂/ día/ kg MV; [7]

así pues:

$$O_{2 \text{ res}} = \frac{70.539}{24} \times 0,095 = \mathbf{279,22 \text{ kg O}_2/\text{h}}$$

Necesidades de O ₂ para síntesis	420,67 kg O ₂ /h
Necesidades de O ₂ para nitrificación	85 kg O ₂ /h
Necesidades de O ₂ para respiración	279,22 kg O ₂ /h
Deducción de O ₂ por agitación en las membranas	13,86 kg O ₂ /h
Necesidades teóricas totales de O ₂	798,75 kg O ₂ /h
Necesidades teóricas totales diarias de O ₂	19.170 kg O ₂ /día
Tiempo medio de aeración adoptado	14,42 h/día
Necesidades teóricas de O ₂ en 14,42 h/día	1.330 kg O ₂ /h
Necesidades teóricas de O ₂ adoptadas	1.400 kg O ₂ /h

Tabla 58. Necesidades teóricas totales de O₂

En la tabla 58 se presentan las necesidades teóricas totales de oxígeno para el proceso biológico de la estación depuradora.

El cálculo de las **necesidades teóricas totales de O₂** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$O_{2 \text{ tot}} = O_{2 \text{ sin}} + O_{2 \text{ nit}} + O_{2 \text{ res}} + O_{2 \text{ agit}}$$

donde:

O_{2 sin} es la necesidad de O₂ para síntesis y su valor es 420,67 kg O₂/h (tabla 58).

O_{2 nit} es la necesidad de O₂ para nitrificación y su valor es 85 kg O₂/h (tabla 58).

O_{2 res} es la necesidad de O₂ para respiración y su valor es 279,22 kg O₂/h (tabla 58).

O_{2 agit} es la necesidad de O₂ para agitación en las membranas y su valor es 13,86 kg O₂/h; (tabla 58).

así pues:

$$O_{2 \text{ tot}} = 420,67 + 85 + 279,22 + 13,86 = \mathbf{798,75 \text{ kg O}_2/\text{h}}$$

El cálculo de las **necesidades teóricas totales de O₂ en el periodo de aireación** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$O_{2 \text{ tot aireación}} = O_{2 \text{ tot}} \times t$$

donde:

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

$O_{2 \text{ tot}}$ es la necesidad de O_2 total y su valor es 19.170 kg O_2 /día (tabla 58).

t es el tiempo de aireación y su valor es de 14,42 h (tabla 58).

así pues:

$$O_{2 \text{ tot aireación}} = 19.170 \times 14,42 = \mathbf{1.330 \text{ kg } O_2/h}$$

Las **necesidades teóricas de O_2 adoptadas** para el tratamiento en la planta a partir de las necesidades teóricas calculadas anteriormente (1.330 kg O_2 /h) son de **1.400 kg O_2 /h**.

En la tabla 59 se presentan las necesidades reales totales de oxígeno para el proceso según las condiciones reales de O_2 , la temperatura de diseño y la saturación de O_2 para el sistema de aireación mediante difusores de membranas seleccionado.

Sistema de aeración	Difusores de membrana
Temperatura de diseño	26 °C
Altitud sobre el nivel del mar	245 m
Saturación de O_2 en condiciones reales	8,11 mg/l
O_2 residual en licor mixto	2 mg/l
Coeficiente de intercambio	0,588
Coeficiente de déficit de O_2	0,497
Coeficiente de transferencia	1,462
Coeficiente corrector global	0,427
Necesidades teóricas de O_2 adoptadas	1.400 kg O_2 /h
Necesidades reales de O_2	3.278,7 kg O_2 /h

Tabla 59. Necesidades reales de O_2

El cálculo del **coeficiente de intercambio** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$t_p = e^{(-0,083 \times c)}$$

donde:

c es la concentración de sólidos en aireación y su valor es 6,4 g/l (tabla 57).

así pues:

$$t_p = e^{(-0,083 \times 6,4)} = 0,588$$

El cálculo del **coeficiente de transferencia** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$t_t = 1,024^{(T-10)}$$

donde:

T es la temperatura de diseño y su valor es 26 °C (tabla 59).

así pues:

$$t_t = 1,024^{(26-10)} = 1,462$$

El cálculo del **coeficiente de déficit de O₂** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$t_d = \frac{(S \times (k_p - k_s) \times k_h - R)}{11,26/k_h}$$

donde:

S es la saturación de O₂ en condiciones reales y su valor es 8,11 mg/l (tabla 59).

k_p es un coeficiente que depende de la altura de la planta y su valor es 0,97; [7].

k_s es un coeficiente que depende de la temperatura de diseño y su valor es 0,21; [7].

k_h es un coeficiente cuyo valor es 0,97; [7].

R es el O₂ residual en licor mixto y su valor es 2 mg/l (tabla 59).

así pues:

$$t_d = \frac{(8,11 \times (0,97 - 0,21) \times 0,97 - 2)}{11,26/0,97} = 0,497$$

El cálculo de las **necesidades reales de O₂** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$O_2 = \frac{O_{2 \text{ adopt}}}{(t_p \times t_d \times t_t)}$$

donde:

O_{2 adopt} es la necesidad de O₂ total y su valor es 19.170 kg O₂/día (tabla 59).

t_p es el coeficiente de intercambio y su valor es de 0,588 (tabla 59).

t_d es el coeficiente de déficit de O₂ y su valor es de 0,497 (tabla 59).

t_p es el coeficiente de transferencia y su valor es de 1,462 (tabla 59).

Al producto de los tres coeficientes se le denomina coeficiente corrector global y su valor es 0,427 para nuestro diseño.

así pues:

$$O_2 = \frac{1.400}{(0,588 \times 0,497 \times 1,462)} = 3.217,7 \text{ kg } O_2/h$$

4.2.8.7. Aeración por difusores

A partir de las necesidades reales de O_2 se diseñan los difusores del biológico encargados de la aireación. En la tabla 60 se presentan los caudales necesarios de aire y en la tabla 61 se seleccionan los difusores y su caudal unitario.

Necesidades reales de O_2	3.278,7 kg O_2/h
Aumento por termohidrólisis	6,6 %
Necesidades reales	3.495 kg O_2/h
Contenido de O_2 en el aire	0,30 kg O_2/Nm^3
Caudal útil de aire	11.650 Nm^3/h
Rendimiento de los difusores	38 %
Caudal necesario de aire	30.658,61 Nm^3/h
Caudal máximo de aire adoptado	30.700 Nm^3/h

Tabla 60. Caudales necesarios de aire

Las **necesidades reales de O_2** teniendo en cuenta el aumento por termohidrólisis se calculan mediante la siguiente fórmula [7]:

$$O_{2T} = O_2 + (O_2 \times \%T)$$

donde:

O₂ es la necesidad real de O₂ y su valor es 3.278,7 kg O₂/h (tabla 60).

%T es el aumento por termohidrólisis y su valor es de 6,6 % (tabla 60).

así pues:

$$O_{2T} = 3.278,7 + (3.278,7 \times 0,066) = \mathbf{3.495 \text{ kg O}_2/\text{h}}$$

El **caudal necesario de aire** se calcula mediante la siguiente fórmula [7]:

$$Q = \frac{O_{2T}}{C \times R}$$

donde:

O_{2T} es la necesidad real de O₂ teniendo en cuenta el aumento por termohidrólisis y su valor es 3.495 kg O₂/h (tabla 60).

C es el contenido de O₂ en el aire y su valor es 0,30 kg O₂/Nm³ (tabla 60).

R es el rendimiento de los difusores y su valor es 38 % (tabla 60).

así pues:

$$Q = \frac{3.495}{0,3 \times 0,38} = \mathbf{30.658,61 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

A partir del valor del caudal necesario de aire calculado, se adopta un valor máximo de aire de **30.700 Nm³/h**.

Modelo	De membrana
Caudal máximo de diseño por difusor	8 Nm ³ /h
Número necesario de difusores	3.832
Número de difusores adoptados	4.288
Caudal de aire por difusor	7,16 Nm ³ /h

Tabla 61. Difusores

El cálculo **del número necesario de difusores** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$n = \frac{Q}{Q_d}$$

donde:

Q es caudal necesario de aire adoptado y su valor es 30.700 Nm³/h (tabla 61).

Q_d es el caudal máximo de diseño por difusor y su valor es 8 Nm³/h (tabla 61).

así pues:

$$n = \frac{30.700}{8} = \mathbf{3.832}$$

Adoptando **4.288 difusores** el caudal de aire por difusor es:

$$n = \frac{Q}{Q_d}$$

donde:

Q es caudal necesario de aire adoptado y su valor es 30.700 Nm³/h (tabla 61).

n es el número de difusores adoptado y su valor es 4.288 (tabla 61).

así pues:

$$Q_d = \frac{30.700}{4.288} = \mathbf{7,16 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

4.2.8.8. Producción de aire

En la tabla 62 se recoge la presión de aire necesaria a través de las pérdidas de carga de las tuberías que conducen el aire, la profundidad a la que están los difusores y la pérdida de carga de los propios difusores.

Profundidad de inmersión	7 m
Pérdida de carga en tuberías	0,35 m
Pérdida de carga en difusores	0,6 m
Presión total necesaria	7,95 m
Presión adoptada	8 mca

Tabla 62. Presión de aire necesaria

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

En la tabla 63 se presentan el equipo y sus características que realiza el aporte de aire, por medio de los difusores, al tratamiento biológico. Este equipo que realiza el suministro es el soplante de levitación magnética.

Tipo de máquina	Soplante de levitación magnética
Número de máquinas en servicio	2
Caudal unitario de aire	12.000 Nm ³ /h
Presión máxima	0,8 bar

Tabla 63. Producción de aire

4.2.8.9. Eliminación de fósforo

Otro de los contaminantes presentes en al agua a depurar es el fósforo. En el tratamiento biológico también se elimina dicho contaminante, los datos de esta eliminación se presentan en la tabla 64.

Fósforo total en agua bruta	16 mg/l
% de fósforo soluble en agua bruta	80 %
Fósforo soluble en agua bruta	12,8 mg/l
Rendimiento de la decantación primaria	15,4 %
Fósforo total de entrada al biológico	13,5 mg/l
Fósforo soluble de entrada al biológico	10,82 mg/l
Fósforo insoluble de entrada al biológico	2,7 mg/l
Producción de MV	9.529 kg MV/día 226,1 mg MV/l aguasresidual
Fósforo soluble asimilado biológicamente	4 mg/l
Fósforo soluble precipitado químicamente	0 mg/l
% de fósforo asociado a SS	1,8 %
Fósforo insoluble en agua depurada	0,2 mg/l
Fósforo soluble en agua depurada	8,8 mg/l

Tabla 64. Eliminación de fósforo

El cálculo del **fósforo soluble en agua** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$P_{\text{soluble}} = P_{\text{agua bruta}} \times \% \text{solubilidad}$$

donde:

$P_{\text{aguabruta}}$ es el fósforo total en agua bruta y su valor es de 16 mg/l (tabla 64).

$\%_{\text{solubilidad}}$ es el % de P soluble en agua y su valor es de 80% (tabla 64).

así pues:

$$DBO_{5 \text{ soluble}} = 16 \times 0,8 = \mathbf{12,8 \text{ mg/l}}$$

El cálculo del **fósforo total de entrada al biológico** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$P_{\text{biologico}} = P_{\text{agua bruta}} \times (1 - \mu)$$

donde:

$P_{\text{aguabruta}}$ es el fósforo total en agua bruta, su valor es de 16 mg/l (tabla 64).

μ es el rendimiento de la decantación primaria y su valor es de 15,4% (tabla 64).

así pues:

$$P_{\text{biologico}} = 16 \times (1 - 0,154) = \mathbf{13,5 \text{ mg/l}}$$

El cálculo del **fósforo soluble de entrada al biológico** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$P_{\text{soluble biologico}} = P_{\text{biologico}} \times \%_{\text{solubilidad}}$$

donde:

$P_{\text{biológico}}$ es el fósforo total de entrada al biológico y su valor es de 13,5 mg/l (tabla 64).

$\%_{\text{solubilidad}}$ es el % de P soluble en agua y su valor es de 80% (tabla 64).

así pues:

$$P_{\text{soluble biologico}} = 13,5 \times 0,8 = \mathbf{10,8 \text{ mg/l}}$$

El cálculo del **fósforo soluble en el agua depurada** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$P_{\text{soluble agua depurada}} = P_{\text{soluble agua bruta}} - P_{\text{asimilado}}$$

donde:

$P_{\text{soluble agua bruta}}$ es el fósforo total soluble en agua bruta, su valor es de 12,8 mg/l (tabla 64).

$P_{\text{asimilado}}$ es el fósforo asimilado y su valor es de 4 mg/l (tabla 64).

así pues:

$$P_{\text{soluble agua depurada}} = 12,8 - 4 = \mathbf{8,8 \text{ mg/l}}$$

4.2.8.10. Producción de fangos biológicos y fangos en exceso

La tabla 65 presenta un resumen de la producción de fangos y su procedencia en el tratamiento biológico. Las características de funcionamiento (caudal y tiempo) de las bombas que se encargan del bombeo de estos fangos se presentan en la tabla 66.

SS de entrada a tratamiento biológico	8.600 kg MS/día
% de MV en fangos primarios	78 %
DBO ₅ en entrada al biológico	17.360 kg DBO ₅ /día
N-NO ₃ nitrificado	1.096 kg N-NO ₃ /día
Coeficiente de degradación endógena	0,07
Producción específica de fangos	0,661 kg MS/kg DBO ₅
DBO ₅ en agua depurada	248 kg DBO ₅ /día
DBO ₅ eliminada	17.112 kg DBO ₅ /día
Producción de fangos biológicos Por eliminación de DBO ₅ y MeS Por precipitación de fósforo	11.311 kg MS/día 0 kg MS/día
Producción total de fangos biológicos	11.311 kg MS/día
% de MV en fangos biológicos	89 %

Tabla 65. Producción de fangos biológicos

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Producción total de fangos biológicos	11.311 kg MS/día
SS en agua tratada	1 mg/l 40 kg SS/día
Fangos en exceso a purgar	11.271 kg MS/día
Concentración de purga	6,40 g/l
Volumen diario de fangos en exceso	1.761 m ³ /día
Número de bombas en servicio	2
Caudal unitario de las bombas	45 m ³ /h
Tiempo de funcionamiento	19,6 h/día

Tabla 66. Fangos en exceso a purgar

4.2.9. Bombeo de recirculación de fangos

El dimensionamiento del bombeo de los fangos del tratamiento biológico y de los elementos presentes en esta etapa, como las tuberías o las bombas se realiza en este apartado. Para ello partimos de los datos la concentración de los fangos obtenido anteriormente y obtenemos el caudal de los fangos a recircular (tabla 67). Una vez obtenido este caudal se dimensionan las bombas y las tuberías del proceso, tabla 68.

Concentración de fangos en la cuba	6,4 g/l
Concentración de fangos a recircular	8 g/l
Caudal medio de tratamiento	1.667 m ³ /h
Porcentaje de recirculación necesario	400 %
Caudal de fangos a recircular	6.667 m ³ /h

Tabla 67. Recirculación de fangos necesaria

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Caudal máximo a la salida del biológico	2.300 m ³ /h
Caudal máximo de recirculación	6.667 m ³ /h
Caudal máximo a la cabeza del biológico	8.967 m ³ /h
Número de bombas	6
Caudal medio necesario	1.111 m ³ /h
Caudal máximo necesario	1.667 m ³ /h
Caudal unitario adoptado	1.670 m ³ /h
Presión adoptada	2 mca
Tubería de recirculación	
Caudal máximo	6.667 m ³ /h
Diámetro adoptado	1.500 mm
Velocidad	1,05 m/s

Tabla 68. Bombas de recirculación adoptadas

El cálculo del **diámetro de la tubería de impulsión** se realiza mediante la fórmula de Bresse:

$$D = H \times \sqrt{Q}$$

donde:

Q es el caudal unitario necesario y su valor es 1.667 m³/h igual a 0,4639 m³/s (tabla 68).

H es el coeficiente de Bresse y su valor es 2,2 (tabla 68).

así pues:

$$D = 2,2 \times \sqrt{0,4639} = 1,5 \text{ m} \cong \mathbf{1.500 \text{ mm}}$$

Determinado el diámetro de la tubería de impulsión, se calcula la **velocidad de impulsión del agua** en dicha tubería mediante la fórmula:

$$v = \frac{Q}{S} = \frac{Q}{\frac{\pi D^2}{4}}$$

donde:

Q es el caudal máximo de diseño y su valor es 6.667 m³/h (tabla 67).

S es el área de la tubería de impulsión.

D es el diámetro de la tubería de impulsión y su valor es de 1500 mm igual a 1,5 m.

así pues:

$$v = \frac{6.667}{\pi \frac{1,5^2}{4}} = 3.774,45 \text{ m/h} = \mathbf{1,05 \text{ m/s}}$$

4.2.10. Membranas

A continuación del biológico se encuentra el dimensionamiento de las membranas del reactor. Junto con el cálculo del biológico realizado anteriormente, este equipo es uno de los más importantes de la estación depuradora ya que es donde se puede lograr, con un buen dimensionamiento, un ahorro importante al final del proyecto.

4.2.10.1. Datos de diseño

Para la realización del dimensionamiento de las membranas se necesitan una serie de datos de diseño que se presentan en la tabla 69.

Caudal medio diario	40.000 m ³ /h
Caudal medio horario	1.667 m ³ /h
Caudal máximo horario	2.300 m ³ /h
Coeficiente de caudal punta	1,38
Flujo de diseño neto a 23 °C	34,4 l/m ² h
Temperatura mínima de diseño	23 °C
Temperatura máxima de diseño	28 °C
Caudal específico de lavado de mantenimiento	20 l/m ² h
Caudal específico de lavado de regeneración	35 l/m ² h
Altitud de la planta sobre nivel del mar	245 m
O ₂ residual en la cuba de filtración	2 mg/l
Concentración de sólidos en la zona de las membranas	8 mg/l
Duración del proceso de permeado	600 s
Duración del proceso de lavado	60 s
Duración del accionamiento de válvulas	15 s
Duración del resto de procesos	60 s
Duración total del proceso	705 s

Tabla 69. Datos de diseño del proceso

4.2.10.2. Módulos de membranas

Número de cubas de membranas	6
Número cassettes instalados por cuba	6
Número de espacios para cassettes por cuba	8
Número cassettes instalados en el sistema	36
Número de módulos máximos por cassette	48
Número de módulos instalados por cuba	268
Superficie unitaria de los módulos (según catálogo)	34,37 m ²
Superficie total instalada	55.267 m ²

Tabla 70. Módulos de las membranas

Para el cálculo de la **superficie total instalada** se utiliza la siguiente fórmula [7]:

$$S = n_c \times n_m \times S_u$$

donde:

n_c es el número de cassettes instalados por cuba y su valor es 6 (tabla 70).

n_m es el número de módulos instalados por cuba y su valor es 268 (tabla 70).

S_u es la superficie unitaria de los módulos y su valor es de 34,37 m² (tabla 70).

así pues:

$$S = 6 \times 268 \times 34,37 = 55.267 \text{ m}^2$$

4.2.10.3. Flujos de diseño resultantes

A partir del dimensionamiento de los módulos de las membranas (tabla 70) se determinan los flujos de diseño a caudal medio y a caudal máximo de las membranas (tabla 71).

Con todos los cassettes en servicio:	
A caudal medio	30,2 l/m ² h
A caudal máximo	41,6 l/m ² h
Con 1 cassette fuera de servicio:	
A caudal medio	36,2 l/m ² h
A caudal máximo	49,9 l/m ² h

Tabla 71. Flujos de diseño

Para el cálculo del **flujo resultante** se utiliza la siguiente fórmula [7]:

$$v = \frac{Q}{S}$$

donde para todos los cassettes en servicio a caudal medio:

Q es el caudal medio horario y su valor es de 1.667 m³/h igual a 1.667.000 l/h (tabla 69).

S es la superficie total instalada y su valor es de 55.267 m² (tabla 70).

así pues:

$$v = \frac{1.667.000}{55.267} = 30,2 \text{ l/m}^2\text{h}$$

para todos los cassettes en servicio a caudal máximo:

Q es el caudal máximo horario y su valor es de 2.300 m³/h igual a 2.300.000 l/h (tabla 69).

S es la superficie total instalada y su valor es de 55.267 m² (tabla 70).

así pues:

$$v = \frac{2.300.000}{55.267} = 41,6 \text{ l/m}^2\text{h}$$

donde con un cassette fuera de servicio en servicio a caudal medio:

Q es el caudal medio horario y su valor es de 1.667 m³/h igual a 1.667.000 l/h (tabla 69).

S es la superficie total instalada y su valor es de 46.055,8 m² (tabla 70).

así pues:

$$v = \frac{1.667.000}{46.055,8} = 36,2 \text{ l/m}^2\text{h}$$

donde con un cassette fuera de servicio en servicio a caudal medio:

Q es el caudal medio horario y su valor es de 2.300 m³/h igual a 2.300.000 l/h (tabla 69).

S es la superficie total instalada y su valor es de 46.055,8 m² (tabla 70).

así pues:

$$v = \frac{2.300.000}{46.055,8} = 49,9 \text{ l/m}^2\text{h}$$

4.2.10.4. Equipos del proceso

Una vez calculados los flujos del proceso y los módulos de las membranas hay que dimensionar los diferentes equipos que hay en el proceso de ultrafiltración. Primeramente se diseñan las cubas de filtración según las características calculadas anteriormente (tabla 72).

Número de líneas	6
Número máximo de cassettes por línea	8
Longitud unitaria de la cuba	17,10 m
Anchura unitaria de la cuba	3 m
Altura unitaria de la cuba	3,7 m
Volumen unitario de la cuba	189,81 m ³
Volumen total de la zona de membranas	1.138,86 m ³

Tabla 72. Cubas de filtración adoptadas

El cálculo del **volumen total de la zona de membranas** se realiza a partir de la siguiente fórmula [7]:

$$\text{Vol} = (L \times A \times H) \times n$$

donde:

L es la longitud de la cuba y su valor es de 17,10 m (tabla 72).

A es la anchura unitaria de la cuba y su valor es de 3 m (tabla 72).

H es la altura unitaria de la cuba y su valor es de 3,7 m (tabla 72).

n es el número de líneas y su valor es 6 (tabla 72).

así pues:

$$\text{Vol} = (17,10 \times 3 \times 3,7) \times 6 = \mathbf{1.138,86 \text{ m}^3}$$

La extracción del permeado se realiza mediante un eyector con las características de caudal de la tabla 73.

Caudal medio	1.667 m ³ /h
Caudal máximo	2.300 m ³ /h
Caudal necesario de permeado (N-2)	575 m ³ /h
Sistema de extracción	Eyector

Tabla 73. Extracción de permeado

La producción de aire en la cuba de aireación se tiene las características que se presentan en la tabla 74.

Caudal instantáneo de aire mínimo por cassette	242 m ³ /h
Caudal instantáneo de aire máximo por cassette	296 m ³ /h
Caudal de aire necesario	321 Nm ³ /h
Número máximo de cassettes por línea	8
Caudal de aire necesario por línea	2.570 Nm ³ /h
Tipo de máquinas	Soplantes
Número máquinas instaladas	7
Número máquinas en servicio	6
Tipo de agitación	Por mitades
Caudal máximo total	15.420 Nm ³ /h
Presión máxima	0,35 bar
Tiempo de funcionamiento a caudal medio	12 h

Tabla 74. Producción de aire

El cálculo del **tiempo de funcionamiento a caudal medio** se realiza a partir de la siguiente fórmula [7]:

$$t_f = \frac{Q_a \times n}{Q \times c}$$

donde:

Q_a es el caudal de aire necesario por línea y su valor es de 2.570 Nm³/h (tabla 74).

n es el número máquinas en servicio y su valor es 6 (tabla 74).

Q es el caudal medio y su valor es de 1.667 m³/h (tabla 74).

c es un coeficiente para pasar de m a Nm y su valor es 0,77 [3].

así pues:

$$t_f = \frac{2.570 \times 6}{1.667 \times 0,77} = \mathbf{12 \text{ h}}$$

Las características de transferencia de oxígeno del proceso se presentan en la tabla 75.

Caudal de aire introducido para agitación	15.420 Nm ³ /h
Caudal de aire introducido diario	185.040 Nm ³ /h
Profundidad de inmersión de las membranas	2,5 m
Rendimiento de transferencia de O ₂	3 %
Caudal útil de aire	231,3 Nm ³ /h
Contenido de O ₂ en el aire	0,30 kg O ₂ /Nm ³
Aporte real de O ₂ en las membranas	69,3 kg O ₂ /h

Tabla 75. Transferencia de oxígeno

El cálculo del **caudal útil de aire** se realiza a partir de la siguiente fórmula [7]:

$$Q_{ua} = \frac{Q_a \times t_f}{t} \times \mu$$

donde:

Q_a es el caudal de aire introducido por agitación y su valor es de 15.420 Nm³/h (tabla 75).

t_f es el tiempo de funcionamiento a caudal medio y su valor es 12 h (tabla 74).

t son el número de horas del día reales y su valor es de 24 h/día.

μ es el rendimiento de transferencia de O₂ y su valor es 3% (tabla 75).

así pues:

$$Q_{ua} = \frac{15.420 \times 12}{24} \times 0,03 = \mathbf{231,3 \text{ Nm}^3/h}$$

El cálculo del **aporte real de O₂ en las membranas** se realiza a partir de la siguiente fórmula [7]:

$$m_r = Q_{ua} \times C_{O_2}$$

donde:

Q_{ua} es el caudal útil de aire y su valor es de 231,3 Nm³/h; [tabla 75].

C_{O_2} es el contenido de O₂ en el aire y su valor es 0,30 kg O₂/Nm³; [tabla 75].

así pues:

$$m_r = 231,3 \times 0,3 = \mathbf{69,3 \text{ kg O}_2/h}$$

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Una vez calculadas las características de transferencia de oxígeno del proceso, se determina el aporte real teórico de O₂ (tabla 76).

Sistema de aireación	Propio del cassette
Temperatura de diseño	28 °C
Altitud de la planta sobre nivel del mar	245 m
Saturación de O ₂	8,11 mg/l
O ₂ residual en el licor mixto	5 mg/l
Coeficiente de intercambio	0,588
Coeficiente de déficit de O ₂	0,222
Coeficiente de transferencia	1,532
Coeficiente corrector global	0,200
Aporte teórico de O ₂ en las membranas	13,85 kg O ₂ /h

Tabla 76. Aporte teórico de O₂

El cálculo del **coeficiente de intercambio** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$t_p = e^{(-0,083 \times c)}$$

donde:

c es la concentración de sólidos en aireación y su valor es 6,4 g/l (tabla 57).

así pues:

$$t_p = e^{(-0,083 \times 6,4)} = \mathbf{0,588}$$

El cálculo del **coeficiente de transferencia** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$t_t = 1,024^{(T-10)}$$

donde:

T es la temperatura de diseño y su valor es 28 °C (tabla 76).

así pues:

$$t_t = 1,024^{(28-10)} = \mathbf{1,532}$$

El cálculo del **coeficiente de déficit de O₂** se realiza mediante la fórmula [7]:

$$t_d = \frac{(S \times (k_p - k_s) \times k_h - R)}{11,26/k_h}$$

donde:

S es la saturación de O₂ en condiciones reales y su valor es 8,11 mg/l (tabla 76).

k_p es un coeficiente que depende de la altura de la planta y su valor es 0,97; [7].

k_s es un coeficiente que depende de la temperatura de diseño y su valor es 0,21; [7].

k_h es un coeficiente cuyo valor es 0,97; [7].

R es el O₂ residual en licor mixto y su valor es 5 mg/l (tabla 76).

así pues:

$$t_d = \frac{(8,11 \times (0,97 - 0,21) \times 0,97 - 5)}{11,26/0,97} = \mathbf{0,222}$$

El cálculo del **aporte teórico de O₂ en las membranas** se realiza a partir de la siguiente fórmula [7]:

$$O_2 = O_{2 \text{ adopt}} \times (t_p \times t_d \times t_t)$$

donde:

O_{2 adopt} es el aporte real de O₂ en las membranas y su valor es de 69,3 Nm³/h (tabla 76).

t_p es el coeficiente de intercambio y su valor es de 0,588 (tabla 76).

t_d es el coeficiente de déficit de O₂ y su valor es de 0,222 (tabla 76).

t_p es el coeficiente de transferencia y su valor es de 1,532 (tabla 76).

Al producto de los tres coeficientes se le denomina coeficiente corrector global y su valor es 0,200 para nuestro diseño.

así pues:

$$O_2 = 69,3 \times (0,588 \times 0,222 \times 1,532) = \mathbf{13,85 \text{ kg O}_2/\text{h}}$$

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Por último las necesidades teóricas totales de O₂ del proceso se presentan en la tabla 77, dichas necesidades se han calculado previamente en el apartado 4.2.8.6.

Necesidades de O ₂ para síntesis	420,67 kg O ₂ /h
Necesidades de O ₂ para nitrificación	85 kg O ₂ /h
Necesidades de O ₂ para respiración	279,22 kg O ₂ /h
Dedución de O ₂ por agitación	13,85 kg O ₂ /h
Necesidades teóricas totales de O ₂	798,75 kg O ₂ /h

Tabla 77. Necesidades teóricas totales de O₂

4.2.10.5. Desgasificación del agua

Una vez realizada la filtración a través de las membranas es necesario desgasificar el agua, se diseña el colector de permeado (tabla 78) y la válvula automática de purga de aire (tabla 79) que se encargan de realizar dicho proceso.

Velocidad de diseño a Qmax	1,3 m/s
Número de líneas	6
Caudal máximo por cada colector	0,160 m ³ /s
Sección mínima necesaria	0,123 m ²
Diámetro del colector de permeado	395,9 mm
Diámetro adoptado	400 mm
Velocidad máxima resultante del proceso	1,27 m/s

Tabla 78. Colector de permeado

El cálculo del **diámetro del colector de permeado** se realiza a partir de la siguiente fórmula [7]:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times Q}{\pi \times v}}$$

donde:

Q es el caudal máximo por cada colector y su valor es de 0,160 m³/s (tabla 78).

v es la velocidad de diseño a Qmax y su valor es de 1,3 m/s (tabla 78).

así pues:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,160}{\pi \times 1,3}} = 0,3959 \text{ m} = \mathbf{395,9 \text{ mm}}$$

Para un diámetro adoptado de 400 mm la velocidad máxima resultante del proceso se obtiene a partir de la siguiente fórmula:

$$v = \frac{Q}{\pi D^2/4}$$

donde:

Q es el caudal máximo por cada colector y su valor es de 0,160 m³/s (tabla 78).

D es el diámetro adoptado y su valor es de 400 mm igual a 0,4 m (tabla 78).

así pues:

$$v = \frac{0,160}{\pi 0,4^2/4} = \mathbf{1,27 \text{ m/s}}$$

Caudal mínimo a evacuar por línea	88 Nm ³ /h
Número de líneas	6
Caudal de purga de aire por línea	123 Nm ³ /h
Velocidad de diseño	49 m/s
Diámetro necesario	34 mm
Diámetro adoptado	50 mm

Tabla 79. Válvula automática de purga de aire

El cálculo del **diámetro mínimo necesario** se realiza a partir de la siguiente fórmula [7]:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times Q}{\pi \times v}}$$

donde:

Q es el caudal máximo por cada colector y su valor es de 123 Nm³/h igual a 0,044 m³/s (tabla 79).

v es la velocidad de diseño y su valor es de 49 m/s (tabla 79).

así pues:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,160}{\pi \times 1,3}} = 0,034 \text{ m} = \mathbf{34 \text{ mm}}$$

El diámetro mínimo necesario de la válvula automática de purga de aire es de 34 mm, así pues se adopta un diámetro de **40 mm**.

4.2.10.6. Bombas de retrolavado

Caudal específico de lavado de mantenimiento	20 l/m ² h
Caudal específico de lavado de regeneración	35 l/m ² h
Número máximo de módulos en cada línea	384
Superficie unitaria de los módulos	34,37 m ²
Caudal máximo de retrolavado necesario	462 m ³ /h
Número de bombas instaladas	2
Número de bombas en servicio	1
Caudal unitario adoptado	530 m ³ /h
Presión de diseño	7-10,9 mca

Tabla 80. Bombas de retrolavado

El cálculo del **caudal máximo de retrolavado necesario** se realiza a partir de la siguiente fórmula [7]:

$$Q = v \times (n \times S)$$

donde:

v es el caudal específico de lavado de regeneración y su valor es de 35 l/m²h (tabla 80).

n es el número máximo de módulos en cada línea y su valor es 384 (tabla 80).

S es la superficie unitaria de los módulos y su valor es de 34,37 m² (tabla 80).

así pues:

$$\text{Vol} = 35 \times (384 \times 34,37) = 461.932 \text{ l/h} = \mathbf{462 \text{ m}^3/\text{h}}$$

4.2.10.7. Lavado químico de mantenimiento

Los valores del lavado químico de mantenimiento que se presentan, tanto la dosificación de hipoclorito sódico (tabla 81), como de ácido nítrico (tabla 82) las proporciona el fabricante de las membranas.

Dosis de diseño	200 mg/l
Caudal específico de contralavado	20 l/m ² h
Caudal máximo de lavado	184 m ³ /h
Concentración	150 g/l
Qmax necesario NAOCl 13%	246 l/h
Número de bombas instaladas	2
Número de bombas en mantenimiento	1
Qunitario necesario de NAOCl 13%	246 l/h
Qunitario adoptado de NAOCl 13%	300 l/h
Máxima dosificación posible	244 mg/l
Tiempo de lavado diario	0,2 h
Número de depósitos	1
Volumen de depósitos	5.000 l

Tabla 81. Dosificación de hipoclorito sódico para mantenimiento

Dosis de diseño	2.000 mg/l
Caudal máximo de lavado	184 m ³ /h
Concentración	500 g/l
Qmax necesario ácido nítrico	737 l/h
Número de bombas instaladas	2
Número de bombas en mantenimiento	1
Qunitario necesario de ácido nítrico	737 l/h
Qunitario adoptado de ácido nítrico	1.500 l/h
Máxima dosificación posible	4.071 mg/l
Tiempo de lavado diario	0,1 h
Número de depósitos	1
Volumen de depósitos	5.000 l

Tabla 82. Dosificación de ácido nítrico para mantenimiento

4.2.10.8. Lavado químico de regeneración

Al igual que para los lavados de mantenimiento, los valores del lavado químico de regeneración de la dosificación de hipoclorito sódico (tabla 83) como de la dosificación de ácido nítrico (tabla 84) las proporciona el fabricante de las membranas.

Dosis de diseño	1.000 mg/l
Caudal específico de contralavado	35 l/m ² h
Caudal máximo de lavado	322 m ³ /h
Concentración	150 g/l
Qmax necesario NAOCl 13%	2.149 l/h
Número de bombas instaladas	2
Número de bombas en mantenimiento	1
Qunitario necesario de NAOCl 13%	2.149 l/h
Qunitario adoptado de NAOCl 13%	2.500 l/h
Máxima dosificación posible	1.163 mg/l

Tabla 83. Dosificación de hipoclorito sódico para regeneración

Dosis de diseño	2.000 mg/l
Caudal máximo de lavado	322 m ³ /h
Concentración	500 g/l
Qmax necesario ácido nítrico	1.290 l/h
Número de bombas instaladas	2
Número de bombas en mantenimiento	1
Qunitario necesario de ácido nítrico	1.290 l/h
Qunitario adoptado de ácido nítrico	1.500 l/h
Máxima dosificación posible	2.326 mg/l

Tabla 84. Dosificación de ácido nítrico para regeneración

4.2.11. Espesamiento de fangos en exceso

En los siguientes apartados se va a dimensionar la línea de fangos. Se comienza el dimensionamiento a partir del espesamiento de fangos en exceso procedentes del tratamiento biológico (tabla 85).

4.2.11.1. Producción de fangos en exceso

Producción de fangos a espesar	11.271 kg MS/día
Concentración de fangos a espesar	6,4 g/l
Volumen diario de fangos a espesar	1.761 m ³ /h

Tabla 85. Producción de fangos en exceso

El cálculo del **volumen de fangos a espesar** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$Vol_{fangos} = \frac{Prod_{fangos}}{C}$$

donde:

$Prod_{fangos}$ es la producción de fangos a espesar y su valor es de 11.271 kg MS/día (tabla 85).

C es la concentración de fangos a espesar y su valor es de 6,4 g/l (tabla 85).

así pues:

$$T_{funcionamiento} = \frac{11.271}{6,4} = \mathbf{1.761 \text{ m}^3/\text{h}}$$

4.2.11.2. Bombas de alimentación de fangos al depósito

Tipo de bomba	Tornillo helicoidal
Número de bombas	2
Caudal máximo unitario adoptado	45 m ³ /h
Ciclos de funcionamiento	19,6 h/día

Tabla 86. Bombas de alimentación de fangos al depósito

El cálculo del **tiempo de funcionamiento de una bomba** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$T_{\text{funcionamiento}} = \frac{\text{Vol}_{\text{fangos}}}{n \times Q_b}$$

donde:

Vol_{fangos} es el volumen diario de fangos y su valor es de 1.667 m³/día (tabla 86).

n es el número de bombas en servicio y su valor es 2 (tabla 86).

Q_b es el caudal máximo unitario de bombas y su valor es de 45 m³/h (tabla 86).

así pues:

$$T_{\text{funcionamiento}} = \frac{1.667}{2 \times 45} = \mathbf{19,6 \text{ h/día}}$$

4.2.11.3. Espesadores rotativos

Para el dimensionamiento de los espesadores rotativos, se parte del tiempo de funcionamiento de diseño de la tabla 87 y a partir de este dato se calculan el caudal necesario y la carga másica necesaria.

Número de espesadores	2
Tiempo de funcionamiento de diseño Días/semana de operación h/día de operación	7 días/semana 20 h/día
Cantidad de fangos	11.271 kg MS/día
Volumen de fangos	1.761 m ³ /h
Caudal unitario necesario de los espesadores	44 m ³ /h
Carga másica unitaria necesaria	281,8 kg MS/h
Caudal unitario adoptado	45 m ³ /h

Tabla 87. Dimensionamiento de los espesadores

El cálculo del **caudal necesario de los espesadores** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$Q = \frac{Vol_{fangos}}{n \times t}$$

donde:

Vol_{fangos} es el volumen diario de fangos y su valor es de 1.761 m³/día (tabla 87).

n es el número de espesadores y su valor es 2 (tabla 87).

t es el tiempo de operación y su valor es de 20 h/día (tabla 87).

así pues:

$$Q = \frac{1.761}{2 \times 20} = \mathbf{44 \text{ m}^3/h}$$

El cálculo de la **carga másica unitaria** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$C_m = \frac{Prod_{fangos}}{n \times t}$$

donde:

$Prod_{fangos}$ es la producción de fangos a espesar y su valor es de 11.271 kg MS/día (tabla 87).

n es el número de espesadores y su valor es 2 (tabla 87).

t es el tiempo de operación y su valor es de 20 h/día (tabla 87).

así pues:

$$C_m = \frac{11.271}{2 \times 20} = \mathbf{281,8 \text{ kg MS/h}}$$

El caudal necesario para las condiciones de diseño es de 44 m³/h, por lo que se adopta un caudal unitario de 45 m³/h y se calculan las características de funcionamiento de los espesadores, tiempo real de funcionamiento y carga másica unitaria (tabla 88).

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Volumen de fangos	1.761 m ³ /h
Número de espesadores	2
Caudal unitario	45 m ³ /h
Tiempo real de funcionamiento Días/semana de operación h/día de operación	7 días/semana 19,6 h/día
Concentración de fangos a espesar	6,4 g/l
Carga másica unitaria	288 kg MS/h

Tabla 88. Características de funcionamiento de los espesadores

El cálculo del **tiempo real de funcionamiento** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$t = \frac{\text{Vol}_{\text{fangos}}}{n \times Q}$$

donde:

$\text{Vol}_{\text{fangos}}$ es el volumen diario de fangos y su valor es de 1.761 m³/día (tabla 88).

n es el número de espesadores y su valor es 2 (tabla 88).

Q es el caudal unitario y su valor es de 45 m³/h (tabla 88).

así pues:

$$Q = \frac{1.761}{2 \times 45} = \mathbf{19,6 \text{ h/día}}$$

El cálculo de la **carga másica unitaria** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$C_m = \frac{\text{Prod}_{\text{fangos}}}{n \times t}$$

donde:

$\text{Prod}_{\text{fangos}}$ es la producción de fangos a espesar y su valor es de 11.271 kg MS/día (tabla 88).

n es el número de espesadores y su valor es 2 (tabla 88).

t es el tiempo de operación y su valor es de 19,6 h/día (tabla 88).

así pues:

$$C_m = \frac{11.271}{2 \times 20} = \mathbf{288 \text{ kg MS/h}}$$

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Fangos a espesar	11.271 kg MS/día
Materia en suspensión con el sobrenadante	
Fuga de MeS con el sobrenadante	5 %
MeS en sobrenadante	563,6 kg MS/día
Concentración de MeS en el sobrenadante	348,6 mg/l
MS retenida en los fangos espesados	10.707 kg MS/día
Concentración de fangos espesados	45 g/l
Volumen de fangos espesados	237,91 m ³ /día
Aporte de agua con el polielectrolito	93,3 m ³ /día
Volumen de escurridos	1.616 m ³ /día
Caudal medio horario de escurridos	82,6 m ³ /h

Tabla 89. Producción de fangos espesados

El cálculo de la **materia seca retenida en los fangos espesados** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$MS_{\text{retenida}} = m_{\text{fangos}} - (m_{\text{fangos}} \times \% \text{Fuga})$$

donde:

m_{fangos} es el volumen diario de fangos y su valor es de 11.271 kg MS/día (tabla 89).

%fuga es la fuga de MeS con el sobrenadante y su valor es de 5% (tabla 89).

así pues:

$$MS_{\text{retenida}} = 11.271 - (11.271 \times 0,05) = \mathbf{10.707 \text{ kgMS/día}}$$

El cálculo del **volumen de fangos espesados** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$Vol_{\text{fangos retenidos}} = \frac{MS_{\text{retenida}}}{C}$$

donde:

MS_{retenida} es la MS retenida en los fangos espesados y su valor es de 10.707 kg MS/día (tabla 89).

C es la concentración de fangos espesados y su valor es de 45 g/l (tabla 89).

así pues:

$$Vol_{fangos_{retenidos}} = \frac{10.707}{45} = 237,9 \text{ m}^3/\text{día}$$

El cálculo del **caudal medio horario de escurridos** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$Q_m = \frac{m/C}{t}$$

donde:

m es MeS en sobrenadante y su valor es de 563,6 kg MS/día (tabla 89).

C es la concentración de MeS en sobrenadante y su valor es 348,6 mg/l igual a 0,3486 g/l (tabla 89).

t es el tiempo real de funcionamiento y su valor es de 19,6 h/día (tabla 89).

así pues:

$$Q_m = \frac{563,6/0,3486}{19,6} = 82,6 \text{ m}^3/\text{h}$$

4.2.11.3. Dosificación de polielectrolito

A continuación se calcula la dosificación de polielectrolito necesaria en el proceso de espesamiento de los fangos (tabla 90) y los equipos que se encargan de dicha dosificación (tabla 91).

Número de espesadores	2
Caudal unitario	45 m ³ /h
Concentración de fangos a espesar	6,4 g/l
Carga másica unitaria	288 kg MS/h
Tiempo de operación	19,6 h/día
Dosis máxima de diseño	4 kg/t MS
Consumo horario de polielectrolito	2.300 g/h
Concentración de preparación	3 g/l
Caudal unitario a dosificar	384 l/h
Caudal unitario de agua de dilución	2 m ³ /h
Concentración en el punto de dosificación	0,48 g/l

Tabla 90. Consumo de polielectrolito

El cálculo del **consumo horario de polielectrolito** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$m_{\text{poli}} = C_m \times D_d \times n$$

donde:

C_m es la carga másica unitaria y su valor es de 288 kg MS/h igual a 0,288 t MS/h (tabla 90).

D_d es la dosis máxima de diseño y su valor es de 4kg/t MS (tabla 90).

n es el número de espesadores y su valor es 2 (tabla 90).

así pues:

$$m_{\text{poli}} = 0,288 \times 4 \times 2 = 2,3 \text{ kg/h} = \mathbf{2300 \text{ g/h}}$$

El cálculo del **caudal unitario a dosificar** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$Q_d = \frac{m_{\text{poli}}}{C \times n}$$

donde:

m_{poli} es el consumo horario de polielectrolito y su valor es de 2.300 g/h (tabla 90).

C es la concentración de preparación y su valor es de 3 g/l (tabla 90).

n es el número de espesadores y su valor es 2 (tabla 90).

así pues:

$$Q_d = \frac{2.300}{3 \times 2} = \mathbf{384 \text{ l/h}}$$

Calculado el consumo de polielectrolito y el caudal unitario a dosificar se calcula la **concentración del polielectrolito en el punto de dosificación** con la siguiente fórmula [1]:

$$C_{\text{poli}} = \frac{m_{\text{poli}}/n}{Q_d + Q_a}$$

donde:

m_{poli} es el consumo horario de polielectrolito y su valor es de 2.300 g/h (tabla 90).

n es el número de espesadores y su valor es 2 (tabla 90).

Q_d es el caudal unitario a dosificar y su valor es de 384 g/l (tabla 90).

Q_a es el caudal unitario de agua de dilución y su valor es 2 m³/h igual a 2.000 l/h (tabla 90).

así pues:

$$C_{\text{poli}} = \frac{2.300/2}{2.000 + 384} = \mathbf{0,48 \text{ g/l}}$$

Tipo de bombas	Tornillo helicoidal
Número de bombas	2
Caudal máximo unitario	590 l/h
Dosis máxima posible (preparado 3 g/l)	6,1 kg/t MS
Volumen unitario del grupo de preparación	1.000 l
Tiempo de maduración a caudal máximo	50,85 min

Tabla 91. Equipos de preparación y dosificación del polielectrolito

El cálculo de la **dosis máxima posible** se realiza mediante la fórmula [1]:

$$D = \frac{Q_m \times C}{C_m}$$

donde:

Q_m es el caudal máximo unitario y su valor es de 590 l/h (tabla 91).

C es la concentración de preparación y su valor es de 3 g/l (tabla 91).

C_m es la carga másica unitaria y su valor es de 288 kg MS/h igual a 0,288 t MS/h (tabla 91).

así pues:

$$D = \frac{590 \times 3}{0,288} = \mathbf{6,1 \text{ kg/t MS}}$$

El cálculo del **tiempo de maduración del polielectrolito durante la preparación a caudal máximo** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$t = \frac{\text{Vol}}{Q_m}$$

donde:

Vol es el volumen unitario del grupo de preparación y su valor es de 1.000 l (tabla 91).

Q_m es el caudal máximo unitario y su valor es de 590 l/h (tabla 91).

N es el número de bombas y su valor es 2 (tabla 91).

así pues:

$$D = \frac{1.000}{590 \times 2} = 0,59 \text{ h} = \mathbf{50,85 \text{ min}}$$

4.2.12. Depósito de mezcla de fangos

En este apartado, a partir de la producción de fangos (tabla 92), se va a dimensionar el depósito de mezcla de fangos, tabla 93.

Producción de fangos primarios	8.599 kg MS/día
Concentración de extracción	35 g/l
Volumen diario de fangos primarios	245,7 m³/h
Producción de fangos en exceso	11.271 kg MS/día
Concentración de fangos en exceso	45 g/l
Volumen diario de fangos en exceso	250,5 m³/h
Producción total de fangos	19.870 kg MS/día
Volumen total de fangos	496,2 m³/h
Concentración de la mezcla	40,04 g/l

Tabla 92. Producción de fangos

El cálculo del **volumen de fangos** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$\text{Vol} = \frac{\text{Prod}}{C}$$

donde para el volumen de fangos primarios:

Prod es la producción de fangos primarios y su valor es de 8.599 kg MS/día (tabla 92).

C es la concentración de extracción y su valor es de 35 g/l (tabla 92).

así pues:

$$\text{Vol} = \frac{8.599}{35} = \mathbf{245,7 \text{ m}^3/\text{h}}$$

y para el volumen de fangos en exceso:

Prod es la producción de fangos en exceso y su valor es de 11.271 kg MS/día (tabla 92).

C es la concentración de fangos en exceso y su valor es de 45 g/l (tabla 92).

así pues:

$$\text{Vol} = \frac{11.271}{45} = 250,5 \text{ m}^3/\text{h}$$

El cálculo de la **concentración de la mezcla** se realiza mediante la fórmula [3]:

$$C = \frac{\text{Prod}}{\text{Vol}}$$

donde:

Prod es la producción total de fangos y su valor es de 19.870 kg MS/día (tabla 92).

Vol es el volumen de extracción y su valor es de 496,2 m³/h (tabla 92).

así pues:

$$C = \frac{19.870}{496,2} = 40,04 \text{ g/l}$$

4.2.12.1. Depósito de mezcla de fangos

A continuación, sabiendo la cantidad de fango que llega al depósito, se dimensiona el mismo.

Volumen total de fangos	496,2 m ³ /h
Caudal horario de fangos	25,3 m ³ /h
Capacidad de almacenamiento	2 h
Volumen necesario de almacenamiento	50,6 m ³
Volumen adoptado	80 m ³
Número de agitadores	2
Potencia total instalada	6 kW
Potencia específica resultante	75 w/m ³

Tabla 93. Depósito de mezcla

El cálculo del **volumen necesario de almacenamiento** se realiza mediante la fórmula:

$$\text{Vol} = Q \times \text{Cap}$$

donde:

Q es el caudal horario de fangos y su valor es de 25,3 m³/h (tabla 93).

Cap es la capacidad de almacenamiento y su valor es de 2 h (tabla 93).

así pues:

$$\text{Vol} = 25,3 \times 2 = \mathbf{50,6 \text{ m}^3}$$

Adoptando un volumen de almacenamiento de **80 m³** se recalcula la **capacidad del depósito de mezcla resultante** mediante la siguiente fórmula:

$$\text{Cap} = \frac{\text{Vol}}{Q}$$

donde:

Vol es el volumen adoptado y su valor es de 80 m³ (tabla 93).

Q es el caudal horario de fangos y su valor es de 25,3 m³/h (tabla 93).

así pues:

$$\text{Cap} = \frac{80}{25,3} = \mathbf{3,2 \text{ h}}$$

El cálculo de la **potencia específica resultante** se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$P_r = \frac{P_t}{\text{Vol}}$$

donde:

P_t es la potencia total instalada y su valor es de 6 kW igual a 6.000 W (tabla 93).

Vol es el volumen adoptado y su valor es de 80 m³ (tabla 93).

así pues:

$$P_r = \frac{6.000}{80} = \mathbf{75 \text{ W/m}^3}$$

4.2.13. Dosificación de cloruro férrico a digestión

A continuación se va a calcular la dosificación de cloruro férrico necesaria en el proceso de digestión. Dicho cálculo se presenta en la tabla 94.

Fangos a tratar	19.870 kg MS/día
Dosis de diseño	2 %
Consumo de reactivo puro	397,4 kg FeCl ₃ /día
Riqueza del cloruro férrico comercial	567 g/l
Caudal total de reactivo a dosificar	29,2 l/h
Capacidad de almacenamiento resultante	3,2 h
Número de bombas en servicio	1
Caudal de la bomba	50 l/h
Número de depósitos de almacenamiento	1
Volumen de almacenamiento	25.000 l
Autonomía	35,7 días

Tabla 94. Dosificación de cloruro férrico

El cálculo del **caudal de reactivo a dosificar** se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$Q_r = \frac{m \times D}{R}$$

donde:

m son los fangos a tratar y su valor es de 19.870 kg MS/día igual 827,96 kg MS/h (tabla 94).

D es la dosis de diseño y su valor es de 2% igual 0,02 (tabla 94).

R es la riqueza del cloruro férrico comercial y su valor es de 567 g/l igual 0,567 kg/l (tabla 94).

así pues:

$$Q_r = \frac{827,96 \times 0,02}{0,567} = 29,2 \text{ l/h}$$

Para el cálculo de la **autonomía** de este proceso de adicción de cloruro férrico se utiliza la siguiente fórmula:

$$t = \frac{Vol}{Q_r}$$

donde:

Vol es el volumen de almacenamiento y su valor es de 25.000 l (tabla 94).

Q_r es el caudal de reactivo a dosificar y su valor es de 29,2 l/h igual 700 l/día (tabla 94).

así pues:

$$t = \frac{25.000}{700} = \mathbf{35,7 \text{ días}}$$

4.2.14. Predeshidratación de fangos

Previo al proceso de hidrólisis térmica, se encuentra la pre-deshidratación de fangos. En este apartado se dimensiona dicho proceso. En la tabla 95 se presenta la producción de fangos espesados que se tienen que pre-deshidratar.

Producción de fangos primarios	8.599 kg MS/día
Concentración de extracción	35 g/l
Volumen diario de fangos primarios	245,7 m ³ /h
Producción de fangos en exceso	11.271 kg MS/día
Concentración de fangos en exceso	45 g/l
Volumen diario de fangos en exceso	250,5 m ³ /h
Producción total de fangos	19.870 kg MS/día
Concentración de la mezcla	40,04 g/l
Volumen total de fangos	496,2 m ³ /h

Tabla 95. Producción de fangos a predeshidratar

4.2.14.1. Centrífugas de predeshidratación

Conociendo la cantidad de fango que circula por este proceso se dimensionan las centrífugas que se encargan de realizar el proceso (tablas 96 y 97).

Número de centrifugas instaladas	2
Número de centrifugas en servicio	1
Tiempo de funcionamiento Días a la semana Horas al día	7 días 24 h
Cantidad de fangos por día de trabajo	19.870 kg MS/día
Volumen de fangos por día de trabajo	496,2 m ³ /h
Caudal unitario necesario	20,7 m ³ /h
Caudal unitario adoptado	30 m ³ /h

Tabla 96. Dimensionamiento de centrífugas

Para el cálculo del **caudal unitario necesario** se utiliza la siguiente fórmula:

$$Q = \frac{m}{C \times t}$$

donde:

m es la cantidad de fangos por día de trabajo y su valor es de 19.870 kg MS/día (tabla 96).

C es la concentración de la mezcla y su valor es de 40,04 g/l (tabla 96).

t es el tiempo de funcionamiento y su valor es de 24 h (tabla 96).

así pues:

$$Q = \frac{19.870}{40,04 \times 24} = \mathbf{20,7 \text{ m}^3/\text{h}}$$

El caudal unitario necesario es de 20,7 m³/h, así pues el caudal unitario adoptado para las centrífugas es de **30 m³/h**.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Volumen de fangos por día de trabajo	496,2 m ³ /día
Número de centrifugas en servicio	1
Caudal unitario adoptado	30 m ³ /h
Tiempo real de funcionamiento Días a la semana Horas al día	7 días 16,5 h
Concentración de fango a la entrada	40,04 g/l
Carga másica unitaria	1201 kg MS/h
Sequedad del fango predeshidratado	16,5 %
Producción de fango predeshidratado	7,28 t/h
Densidad estimada del fango	1,07 t/ m ³
Caudal total de fangos predeshidratados	6,8 m ³ /h
Aporte de agua con polielectrolito	14,5 m ³ /h
Caudal total de escurridos	37,7 m ³ /h
Volumen diario de escurridos	623 m ³ /día

Tabla 97. Funcionamiento de centrifugas

Para el cálculo del **tiempo real de funcionamiento** se utiliza la siguiente fórmula:

$$t = \frac{\text{Vol}}{Q}$$

donde:

Vol es el volumen de fangos por día de trabajo y su valor es de 496,2 m³/d (tabla 97).

Q es el caudal unitario adoptado y su valor es de 30 m³/h (tabla 97).

así pues:

$$t = \frac{496,2}{30} = 16,5 \text{ h/día}$$

Para el cálculo del **caudal total de fangos predeshidratados** se utiliza la siguiente fórmula [2]:

$$Q_t = \frac{Q \times C}{S \times \rho}$$

donde:

Q es el caudal unitario adoptado y su valor es de 30 m³/h (tabla 97).

C es la concentración de fango a la entrada y su valor es de 40,04 g/l (tabla 97).

S es la sequedad del fango predeshidratado y su valor es de 16,5 % (tabla 97).

p es la densidad estimada del fango y su valor es de 1,07 t/ m³ (tabla 97).

así pues:

$$Q_t = \frac{30 \times 40}{0,165 \times 1,07} = 6,8 \text{ m}^3/\text{h}$$

El cálculo del **volumen diario de escurridos** se realiza con la siguiente fórmula [2]:

$$\text{Vol}_{\text{es}} = (Q_u + Q_p - Q_t) \times t$$

donde:

Q_u es el caudal unitario adoptado y su valor es de 30,0 m³/h (tabla 97).

Q_p es el aporte de agua con polielectrolito y su valor es de 14,5 m³/h (tabla 97).

Q_t es el caudal total de fangos predeshidratados y su valor es de 6,8 m³/h (tabla 97).

t es el tiempo real de funcionamiento y su valor es de 16,5 h (tabla 97).

así pues:

$$\text{Vol}_{\text{es}} = (30 + 14,5 - 6,8) \times 16,5 = 623 \text{ m}^3/\text{día}$$

Las bombas que alimentan las centrifugas tienen las características presentes en la tabla 98.

Tipo de bomba	Tornillo helicoidal
Número de bombas instaladas	2
Número de bombas en servicio	1
Caudal unitario	30 m ³ /h

Tabla 98. Bombas de alimentación

4.2.14.2. Dosificación de polielectrolito

A continuación se calcula la dosificación de polielectrolito necesaria en el proceso de predeshidratación de los fangos (tabla 99) y los equipos que se encargan de dicha dosificación (tabla 100).

Número de centrifugas en servicio	1
Caudal unitario	30 m ³ /h
Concentración de fangos a espesar	40 g/l
Carga másica unitaria	1201 kg MS/h
Tiempo de operación	16,5 h/día
Dosis máxima de diseño	6 kg/t MS
Consumo diario de polielectrolito	119,2 kg/día
Capacidad de almacenamiento	75 sacos de 25 kg
Autonomía de almacenamiento	15,73 días
Consumo horario de polielectrolito	7,57 kg/h
Concentración de preparación	3 g/l
Caudal a dosificar	2525,96 l/h
Caudal unitario de agua de dilución	12,1 m ³ /h
Concentración en el punto de dosificación	0,51 g/l

Tabla 99. Consumo de polielectrolito

El cálculo del **consumo diario de polielectrolito** se realiza mediante la fórmula:

$$m_{\text{poli}} = C_m \times D_d \times t$$

donde:

C_m es la carga másica unitaria y su valor es de 1.201 kg MS/h igual a 1,201 t MS/h (tabla 99).

D_d es la dosis máxima de diseño y su valor es de 6 kg/t MS (tabla 99).

t es el tiempo de operación y su valor es 16,5 h (tabla 99).

así pues:

$$m_{\text{poli}} = 1,201 \times 6 \times 16,5 = \mathbf{119,2 \text{ kg/día}}$$

El cálculo de la **autonomía de almacenamiento** se realiza mediante la fórmula [2]:

$$t = \frac{C_a}{m_{\text{poli}}}$$

donde:

C_a es la capacidad de almacenamiento y su valor es de 75 sacos de 25 kg (tabla 99).

m_{poli} es el consumo de polielectrolito y su valor es de 119,2 kg/día (tabla 99).

así pues:

$$t = \frac{75 \times 25}{119,2} = \mathbf{15,73 \text{ días}}$$

El cálculo del **caudal unitario a dosificar** se realiza mediante la fórmula:

$$Q_d = \frac{(m_{\text{poli}}/t)}{C}$$

donde:

m_{poli} es el consumo de polielectrolito y su valor es de 119,2 kg/día igual a 119.200 g/día (tabla 99).

t es la autonomía del almacenamiento y su valor es 15,73 días (tabla 99).

C es la concentración de preparación y su valor es de 3 g/l (tabla 99).

así pues:

$$Q_d = \frac{119.200/15,73}{3} = \mathbf{2.525,96 \text{ l/h}}$$

Calculado el consumo de polielectrolito y el caudal unitario a dosificar se calcula la **concentración del polielectrolito en el punto de dosificación** con la siguiente fórmula:

$$C_{\text{poli}} = \frac{m_{\text{poli}}}{Q_d + Q_a}$$

donde:

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

m_{poli} es el consumo horario de polielectrolito y su valor es de 7,57 kg/h igual a 7570 g/h (tabla 99).

Q_d es el caudal unitario a dosificar y su valor es de 2.525,96 l/h (tabla 99).

Q_a es el caudal unitario de agua de dilución y su valor es 12,1 m³/h igual a 12.100 l/h (tabla 99).

así pues:

$$C_{\text{poli}} = \frac{7.570}{12.100 + 2.525,96} = 0,51 \text{ g/l}$$

Tipo de bombas	Tornillo helicoidal
Número de bombas	2
Caudal máximo unitario	2.500 l/h
Dosis máxima posible (preparado 3 g/l)	6,24 kg/t MS
Volumen unitario del grupo de preparación	3.000 l
Tiempo de maduración a caudal máximo	72 min

Tabla 100. Equipos de preparación y dosificación del polielectrolito

El cálculo de la **dosis máxima posible** se realiza mediante la fórmula:

$$D = \frac{Q_m \times C}{C_m}$$

donde:

Q_m es el caudal máximo unitario y su valor es de 2.500 l/h (tabla 100).

C es la concentración de preparación y su valor es de 3 g/l (tabla 99).

C_m es la carga másica unitaria y su valor es de 1.201 kg MS/h (tabla 100).

así pues:

$$D = \frac{2.500 \times 3}{1.201} = 6,24 \text{ kg/t MS}$$

El cálculo del **tiempo de maduración a caudal máximo** se realiza mediante la fórmula:

$$t = \frac{Vol}{Q_m}$$

donde:

Vol es el volumen unitario del grupo de preparación y su valor es de 3.000 l (tabla 100).

Q_m es el caudal máximo unitario y su valor es de 2.500 l/h (tabla 100).

así pues:

$$t = \frac{3.000}{2.500} = 1,2 \text{ h} = \mathbf{72 \text{ min}}$$

4.2.14.3. Almacenamiento de fangos predeshidratados

Una vez deshidratados los fangos se almacenan previamente a la hidrólisis, para ello a partir de la producción de fangos predeshidratados (tabla 101), se diseña su transporte (tabla 102), almacenamiento (tabla 103) y sistema de agitación (tabla 104).

Producción de fangos al día	19.870 kg MS/día
Sequedad del fango	16,5 %
Producción de fango predeshidratado	120 t/día
Densidad del fango	1,07 t/ m ³
Volumen de fangos	113 m ³ /día

Tabla 101. Producción de fangos predeshidratados

Para el cálculo del **volumen de fango predeshidratado** se utiliza la siguiente fórmula:

$$Vol = \frac{m/S}{\rho}$$

donde:

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

m es la cantidad de fangos por día de trabajo y su valor es de 19.870 kg MS/día (tabla 101).

S es la sequedad del fango y su valor es de 0,165 (tabla 101).

p es la densidad estimada del fango y su valor es de 1,07 t/ m³ (tabla 101).

así pues:

$$\text{Vol} = \frac{19.870/0,165}{1,07} = \mathbf{113 \text{ m}^3/\text{día}}$$

Volumen de fangos	113 m ³ /día
Tiempo de operación	16,5 h/día
Caudal total de fangos predeshidratados	6,8 m ³ /h
Sistema de elevación de fangos	Descarga directa

Tabla 102. Transporte de fangos

Número de depósitos	1
Volumen de almacenamiento	58 m ³
Autonomía de almacenamiento	8,5 h
Caudal total de fangos predeshidratados	6,8 m ³ /h
Sistema de elevación de fangos	Descarga directa

Tabla 103. Almacenamiento de fangos predeshidratados

Número de depósitos	1
Volumen del deposito	64 m ³
Autonomía de almacenamiento	9,39 h
Volumen adoptado del deposito	80 m ³
Número de agitadores	2
Potencia instalada	12 kW
Potencia especifica resultante	125 W/m ³

Tabla 104. Sistema de mezcla y agitación de fangos

La **autonomía del almacenamiento** se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$\text{Cap} = \frac{\text{Vol}}{Q}$$

donde:

Vol es el volumen adoptado y su valor es de 64 m³ (tabla 104).

Q es el caudal horario de fangos y su valor es de 6,8 m³/h (tabla 104).

así pues:

$$\text{Cap} = \frac{64}{6,8} = \mathbf{9,39\ h}$$

El depósito actual tiene una capacidad de 64 m³, no obstante se sustituye por otro depósito de **80 m³** para mejorar la capacidad de almacenaje del proceso.

El cálculo de la **potencia específica resultante** se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$P_r = \frac{P_t}{\text{Vol}}$$

donde:

P_t es la potencia total instalada y su valor es de 10 kW igual a 10.000 W (tabla 104).

Vol es el volumen adoptado y su valor es de 80 m³ (tabla 104).

así pues:

$$P_r = \frac{10.000}{80} = \mathbf{125\ W/m^3}$$

4.2.15. Hidrólisis térmica

En este apartado del cálculo de los procesos de la estación se va a dimensionar la hidrólisis térmica de la línea de fangos. En la tabla 105 se presenta los datos de diseño.

Cantidad de MS de entrada	19.870 kg MS/día
Concentración del fango	165 g/l
Densidad estimada del fango	1,07 kg/l
Caudal de fangos húmedos	120,4 m ³ /día
Cantidad de fangos húmedos	127.624 kg/día

Tabla 105. Datos de diseño

El cálculo de la **cantidad de fangos húmedos** se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$m_{fh} = \frac{m_{MS}}{C} \times \rho$$

donde:

m_{MS} es la cantidad de MS de entrada y su valor es de 19.870 kg MS/día (tabla 105).

C es la concentración del fango y su valor es de 165 g/l igual a 0,165 kg/l (tabla 105).

ρ es la densidad estimada del fango y su valor es de 1,07 kg/l (tabla 105).

así pues:

$$m_{fh} = \frac{19.870}{0,165} \times 1,07 = \mathbf{127.624 \text{ kg/día}}$$

4.2.15.1. Bombas de alimentación de fangos

El dimensionamiento del proceso comienza con el cálculo de las bombas de alimentación, tabla 106. A partir del caudal horario de fangos húmedos, seleccionamos unas bombas de alimentación de **6,0 m³/h** de caudal.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Tipo de bomba	Tornillo helicoidal
Caudal diario de fangos húmedos	120,4 m ³ /día
Caudal horario de fangos húmedos	5,02 m ³ /h
Número de bombas instaladas	2
Número de bombas en servicio	1
Caudal máximo de las bombas	6,0 m ³ /h
Presión máxima	2 bar

Tabla 106. Bombas de alimentación

4.2.15.2. Pulper

En los sucesivos apartados se calculan las distintas estaciones de la hidrólisis térmica, la primera de ellas es el Pulper (tabla 107) y el bombeo de recirculación del mismo (tabla 108).

Caudal horario de fangos y vapor	5,64 m ³ /h
Tiempo de retención de diseño	0,5 h
Capacidad necesaria	2,73 m ³
Número de líneas	1
Capacidad adoptada	3,40 m ³
Tiempo de retención	0,62 h

Tabla 107. Datos del Pulper

El cálculo del **tiempo de retención** se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$t = \frac{\text{Vol}}{Q}$$

donde:

Vol es la capacidad adoptada y su valor es de 3,40 m³ (tabla 107).

Q es el caudal horario de fangos y vapor y su valor es de 5,64 m³/h (tabla 107).

así pues:

$$t = \frac{3,4}{5,64} = \mathbf{0,62 \text{ h}}$$

Tipo de bomba	Tornillo helicoidal
Número de bombas instaladas	1
Número de bombas en servicio	1
Caudal máximo unitario de las bombas	8,3 m ³ /h
Presión máxima	3 bar

Tabla 108. Bombas de recirculación del Pulper

4.2.15.3. Reactores de termihidrólisis

La segunda estación de la hidrólisis térmica son los reactores de la termohidrólisis (tabla 109) con su bombeo de alimentación (tabla 110).

Caudal horario de fangos y vapor	5,64 m ³ /h
Tiempo de retención de diseño	1,3 h
Volumen útil del reactor necesario	7,1 m ³
Número de reactores	4
Volumen unitario del reactor adoptado	2 m ³
Volumen útil del reactor adoptado	8 m ³
Tiempo de retención de diseño	1,46 h

Tabla 109. Datos de los reactores

El cálculo del **volumen útil del reactor necesario** se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$\text{Vol} = Q \times t$$

donde:

Q es el caudal horario de fangos y vapor y su valor es de 5,64 m³/h (tabla 109).

t es el tiempo de retención de diseño y su valor es de 1,3 h (tabla 109).

así pues:

$$\text{Vol} = 5,64 \times 1,3 = 7,1 \text{ m}^3$$

El cálculo del **tiempo de retención de diseño** se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$t = \frac{Vol}{Q}$$

donde:

Vol es la capacidad adoptada y su valor es de 8 m³ (tabla 109).

Q es el caudal horario de fangos y vapor y su valor es de 5,64 m³/h (tabla 109).

así pues:

$$t = \frac{8}{5,64} = \mathbf{1,46 \text{ h}}$$

Tipo de bomba	Tornillo helicoidal
Tiempo de llenado	20 min
Número de bombas instaladas	1
Número de bombas en servicio	1
Caudal máximo unitario de las bombas	8,3 m ³ /h
Presión máxima	3 bar

Tabla 110. Bombas de alimentación de los reactores

4.2.15.3. Flash tank

Y por último se lleva a cabo el dimensionamiento del Flash tank (tabla 111).

Caudal horario de fangos y vapor	5,64 m ³ /h
Tiempo de retención de diseño	0,5 h
Capacidad necesaria	2,73 m ³
Número de líneas	1
Capacidad adoptada	3,40 m ³
Tiempo de retención	0,62 h

Tabla 111. Flash tank

El cálculo del **tiempo de retención** se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$t = \frac{Vol}{Q}$$

donde:

Vol es la capacidad adoptada y su valor es de 3,40 m³ (tabla 111).

Q es el caudal horario de fangos y vapor y su valor es de 5,64 m³/h (tabla 111).

así pues:

$$t = \frac{3,4}{5,64} = 0,62 \text{ h}$$

4.2.16. Digestión anaerobia

A continuación se procede al cálculo de la digestión de los fangos de la planta depuradora. Para ello hay que dimensionar el digestor a partir de la cantidad de fangos y calcular el almacenamiento del fango digerido y de los gases que se producen en el proceso.

4.2.16.1. Producción de fangos

Primeramente es necesario conocer la cantidad de fangos que llegan a este proceso de digestión de los diferentes puntos de las líneas (tabla 112), fangos primarios (tabla 113) y fangos biológicos (tabla 114).

Producción de fangos primarios	8.599 kg MS/día
% de materia volátil	78 %
Materia volátil en fangos primarios	6.707 kg MV/día
Materia no volátil en fangos primarios	1.892 kg MM/día
Concentración de fangos primarios	100 g/l
Volumen de fangos primarios	86 m ³ /día

Tabla 112. Fangos primarios

El cálculo de la **materia volátil en fangos primarios** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$m_{MV} = m_{MS} \times \%_{MV}$$

donde:

m_{MS} es la cantidad de MS de entrada y su valor es de 8.599 kg MS/día (tabla 112).

$\%_{MV}$ es el % de materia volátil y su valor es de 78% (tabla 112).

así pues:

$$m_{MV} = 8.599 \times 0,78 = \mathbf{6.707 \text{ kg MV/día}}$$

El cálculo de la **materia no volátil en fangos primarios** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$m_{MM} = m_{MS} - m_{MV}$$

donde:

m_{MS} es la cantidad de MS de entrada y su valor es de 8.599 kg MS/día (tabla 112).

m_{MV} es la cantidad de MV de entrada y su valor es de 6.707 kg MV/día (tabla 112).

así pues:

$$m_{MM} = 8.599 - 6.707 = \mathbf{1.892 \text{ kg MM/día}}$$

El cálculo del **volumen de fangos primarios** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$Q = \frac{m_{MS}}{C}$$

donde:

m_{MS} es la cantidad de MS de entrada y su valor es de 8.599 kg MS/día (tabla 112).

C es la concentración del fango y su valor es de 100 g/l (tabla 112).

así pues:

$$Q = \frac{8.599}{100} = \mathbf{86 \text{ m}^3/\text{día}}$$

Producción de fangos biológicos	11.271 kg MS/día
% de materia volátil	83 %
Materia volátil en fangos biológicos	9.355 kg MV/día
Materia no volátil en fangos biológicos	1.916 kg MM/día
Concentración de fangos biológicos	100 g/l
Volumen de fangos biológicos	112,7 m ³ /día

Tabla 113. Fangos biológicos

El cálculo de la **materia volátil en fangos biológicos** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$m_{MV} = m_{MS} \times \%_{MV}$$

donde:

m_{MS} es la cantidad de MS de entrada y su valor es de 11.271 kg MS/día (tabla 113).

$\%_{MV}$ es el % de materia volátil y su valor es de 83% (tabla 113).

así pues:

$$m_{MV} = 11.271 \times 0,83 = \mathbf{9.355 \text{ kg MV/día}}$$

El cálculo de la **materia no volátil en fangos biológicos** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$m_{MM} = m_{MS} - m_{MV}$$

donde:

m_{MS} es la cantidad de MS de entrada y su valor es de 11.271 kg MS/día (tabla 113).

m_{MV} es la cantidad de MV de entrada y su valor es de 9.355 kg MV/día (tabla 113).

así pues:

$$m_{MM} = 11.271 - 9.355 = \mathbf{1.916 \text{ kg MM/día}}$$

El cálculo del **volumen de fangos biológicos** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$Q = \frac{m_{MS}}{C}$$

donde:

m_{MS} es la cantidad de MS de entrada y su valor es de 11.271 kg MS/día (tabla 113).

C es la concentración del fango y su valor es de 100 g/l (tabla 113).

así pues:

$$Q = \frac{11.271}{100} = \mathbf{112,71 \text{ m}^3/\text{día}}$$

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos anteriormente, los fangos totales presentes en el proceso de digestión son los obtenidos en la tabla 114.

Producción de fangos	19.870 kg MS/día
% de materia volátil	80,8 %
Materia volátil en fangos	16.062 kg MV/día
Materia no volátil en fangos	3.808 kg MM/día
Concentración de fangos	100 g/l
Volumen de fangos	198,7 m ³ /día

Tabla 114. Fangos totales

4.2.16.2. Bombeo de fangos a digestión

Las bombas que se emplean en el bombeo de fangos al digestor tienen las características presentes en la tabla 115.

Volumen de fangos	198,7 m ³ /día
Tipo de bomba	Tornillo helicoidal
Número de bombas instaladas	2
Número de bombas en servicio	1
Caudal máximo unitario de las bombas	20 m ³ /h
Tiempo de funcionamiento	9,9 h/día

Tabla 115. Bombeo de fangos al digestor

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

El cálculo del **tiempo de funcionamiento** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$t = \frac{Vol}{Q}$$

donde:

Vol es el volumen de fangos y su valor es de 198,7 m³/día (tabla 115).

Q es el caudal horario de fangos y vapor y su valor es de 20 m³/h (tabla 115).

así pues:

$$t = \frac{198,7}{20} = 9,9 \text{ h/día}$$

4.2.16.3. Dimensionamiento de la digestión

Los datos de diseño del digestor se especifican en la tabla 116.

Temperatura de digestión	35 °C
Tiempo de estancia en el digestor	21 días
Carga máxima de sólidos volátiles	3,5 kg MV/ m ³ día
Producción específica de biogás	0,90 Nm ³ /kg MV
Poder calorífico de biogás	5.000 Kcal/ Nm ³

Tabla 116. Datos de diseño

Por tiempo de retención	4.173 m ³
Por carga de materia volátil	4.598 m ³

Tabla 117. Volumen de digestor necesario

El cálculo del **volumen del digestor por el tiempo de retención** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$Vol = Q \times t$$

donde:

Q es el caudal de fangos y su valor es de 198,7 m³/día (tabla 115).

t es el tiempo de estancia en el digestor y su valor son 21 días (tabla 116).

así pues:

$$\text{Vol} = 198,7 \times 21 = \mathbf{4.173 \text{ m}^3}$$

El cálculo del **volumen del digestor por carga de materia volátil** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$\text{Vol} = \frac{m_{MV}}{C_{MV}}$$

donde:

m_{MV} es la cantidad de MV de entrada y su valor es de 16.062 kg MV/día (tabla 114).

C_{MV} es la concentración de MV y su valor es de 3,5 kg MV/ m³ día (tabla 116).

así pues:

$$\text{Vol} = \frac{16.062}{3,5} = \mathbf{4.589 \text{ m}^3}$$

Teniendo en cuenta los volúmenes mínimos necesarios por el tiempo de retención y por la carga de MV, se dimensiona el digestor según la tabla 118.

Número de digestores	1
Diámetro	22,9 m
Altura cónica	2,25 m
Altura cilíndrica total	11,50 m
Altura cilíndrica útil	11,40 m
Volumen total	5.000 m ³
Volumen útil	5.000 m ³
Volumen total de la digestión	5.000 m ³

Tabla 118. Digestores existentes

4.2.16.4. Funcionamiento de la digestión

A partir del dimensionamiento de los digestores se calculan las condiciones de operación (tabla 119) para el volumen diseñado y los fangos totales.

Tiempo de retención	25,2 días
Carga de sólidos volátiles	3,21 kg MV/ m ³ día
Carga de sólidos totales	3,97 kg MS/ m ³ día

Tabla 119. Condiciones de operación

El cálculo del **tiempo de retención** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$t = \frac{Vol}{Q}$$

donde:

Vol es el volumen del digestor y su valor es de 5.000 m³ (tabla 118).

Q es el caudal total de fangos y su valor es de 198,7 m³/día (tabla 115).

así pues:

$$t = \frac{5.000}{198,7} = \mathbf{25,2 \text{ días}}$$

El cálculo del **de la carga de sólidos volátiles** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$Prod_{MV} = \frac{m_{MV}}{Vol}$$

donde:

m_{MV} es la cantidad de MV y su valor es de 16.062 kg MV/día (tabla 113).

Vol es el volumen del digestor y su valor es de 5.000 m³ (tabla 118).

así pues:

$$Prod_{MV} = \frac{16.062}{5.000} = \mathbf{3,21 \text{ kg MV/m}^3 \text{ día}}$$

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

El cálculo del **de la carga de sólidos totales** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$\text{Prod}_{\text{MS}} = \frac{m_{\text{MS}}}{\text{Vol}}$$

donde:

m_{MS} es la cantidad de MS y su valor es de 19.870 kg MS/día (tabla 113).

Vol es el volumen del digestor y su valor es de 5.000 m³ (tabla 118).

así pues:

$$\text{Prod}_{\text{MS}} = \frac{19.870}{5.000} = \mathbf{3,97 \text{ kg MS/m}^3 \text{ día}}$$

La producción total de fangos digeridos se presenta en la tabla 120.

% de materia volátil eliminada	52 %
Materia volátil eliminada	8.352 kg MV/día
Materia no volátil en fangos digeridos	3.808 kg MM/día
Materia volátil en fangos digeridos	7.710 kg MM/día
Producción total de fango digerido	11.518 kg MV/día
% de materia volátil en fagos digeridos	66,9 %
Concentración de fagos digeridos	58 g/l
Volumen de fangos digeridos	198,7 m ³ /día

Tabla 120. Producción de fangos digeridos

El cálculo de la **materia volátil eliminada** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$m_{\text{MV eliminada}} = m_{\text{MV}} \times \%_{\text{MV eliminada}}$$

donde:

m_{MV} es la cantidad de MV y su valor es de 16.062 kg MV/día (tabla 113).

$\%_{\text{MV}}$ es el % de materia volátil eliminada y su valor es de 52 % (tabla 120).

así pues:

$$m_{\text{MV eliminada}} = 16.062 \times 0,52 = \mathbf{8.352 \text{ kg MV/día}}$$

El cálculo de la **materia volátil en los fangos digeridos** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$m_{MV \text{ fangos}} = m_{MV} - m_{MV \text{ eliminada}}$$

donde:

m_{MV} es la cantidad de MV y su valor es de 16.062 kg MV/día (tabla 113).

$m_{MV \text{ eliminada}}$ es la cantidad de MV eliminada y su valor es de 8.352 kg MV/día (tabla 120).

así pues:

$$m_{MV \text{ fangos}} = 16.062 - 8.352 = \mathbf{7.710 \text{ kg MV/día}}$$

El cálculo de la **producción total de fangos digeridos** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$m_{MS \text{ fangos}} = m_{MV \text{ fangos}} + m_{MM \text{ fangos}}$$

donde:

$m_{MV \text{ fangos}}$ es la cantidad de MV en los fangos digeridos y su valor es de 7.710 kg MV/día (tabla 120).

$m_{MM \text{ eliminada}}$ es la cantidad de MM en los fangos y su valor es de 3.808 kg MM/día (tabla 120).

así pues:

$$m_{MS \text{ fangos}} = 7.710 - 3.808 = \mathbf{11.518 \text{ kg MV/día}}$$

El cálculo del **porcentaje de MV en los fangos digeridos** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$\%_{MV \text{ fangos}} = \frac{m_{MV \text{ fangos}}}{m_{MS \text{ fangos}}}$$

donde:

$m_{MV \text{ fangos}}$ es la cantidad de MV en los fangos digeridos y su valor es de 7.710 kg MV/día (tabla 120).

$m_{MS \text{ fangos}}$ es la cantidad de MS en los fangos y su valor es de 11.518 kg MS/día (tabla 120).

así pues:

$$\%_{MV \text{ fangos}} = \frac{7.710}{11.518} = 0,669 = \mathbf{66,9 \%}$$

El cálculo de la **concentración de los fangos digeridos** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$C_{\text{fangos}} = \frac{m_{\text{MS fangos}}}{\text{Vol}}$$

donde:

$m_{\text{MS fangos}}$ es la cantidad de MS en los fangos y su valor es de 11.518 kg MS/día (tabla 120).

Vol es el volumen de los fangos digeridos y su valor es de 198,7 m³/día (tabla 120).

así pues:

$$C_{\text{fangos}} = \frac{11.518}{198,7} = \mathbf{58 \text{ g/l}}$$

En el proceso de digestión, como se ha explicado en el capítulo correspondiente, se genera biogás. La producción de biogás que genera este proceso se presenta en la tabla 123.

Materia volátil eliminada	8.352 kg MV/día
Producción específica de biogás	0,90 Nm ³ /kg MV
Producción diaria de biogás	7.517 Nm ³ /día
Producción media horaria de biogás	313,2 Nm ³ /h

Tabla 121. Producción de biogás

El cálculo de la **producción media de biogás** se realiza mediante la siguiente fórmula [3]:

$$\text{Prod} = \frac{m_{\text{MV eliminada}} \times \text{Prod}_{\text{especifica}}}{t}$$

donde:

$m_{\text{MV eliminada}}$ es la cantidad de MV eliminada y su valor es de 8.352 kg MV/día (tabla 121).

$\text{Prod}_{\text{especifica}}$ es la producción específica de biogás y su valor es de 0,90 Nm³/kg MV (tabla 121).

t es el tiempo de digestión y su valor es de 24 h/día.

así pues:

$$\text{Prod} = \frac{8.352 \times 0,90}{24} = \mathbf{313,2 \text{ Nm}^3/\text{h}}$$

4.2.16.5. Almacenamiento de fangos digeridos

Realizado el proceso de digestión, los fangos se almacenan en un depósito que posee las características de la tabla 122.

Producción total de fango digerido	198,7 m ³ /día
Número de depósitos existentes	1
Volumen útil	460 m ³
Autonomía	2,32 días

Tabla 122. Almacenamiento de fangos digeridos

El cálculo de la **autonomía del depósito** se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$t = \frac{\text{Vol}}{\text{Prod}}$$

donde:

Vol es el volumen útil del depósito y su valor es de 460 m³ (tabla 122).

Prod es la producción total de fango digerido y su valor es de 198,7 m³/día (tabla 122).

así pues:

$$\text{Prod} = \frac{460}{198,7} = 2,32 \text{ días}$$

4.2.16.6. Almacenamiento de gas

El gas generado en la digestión se almacena en el gasómetro, el cual tiene las dimensiones y las características de la tabla 123.

Producción diaria de biogás	7.517 Nm ³ /día
Producción media horaria de biogás	313,2 Nm ³ /h
Consumo máximo horario en calderas	62,5 Nm ³ /h
Número de gasómetros	1
Volumen	510 m ³
Capacidad de almacenamiento:	
Porcentaje de producción diaria	6,8 %
Autonomía de las calderas	8,2 h

Tabla 123. Almacenamiento de biogás

El cálculo de la **autonomía de las calderas** se realiza mediante la siguiente fórmula:

$$t = \frac{Vol}{C}$$

donde:

Prod es el volumen del gasómetro y su valor es de 510 m³ (tabla 123).

C es el consumo máximo horario en calderas y su valor es de 62,5 Nm³/h (tabla 123).

así pues:

$$t = \frac{510}{62,5} = 8,2 \text{ h}$$

El último elemento del proceso de digestión y de la línea de gas es la antorcha cuyas características se presentan en la tabla 124.

Número de antorchas	1
Producción media horaria de biogás	500 Nm ³ /h
Relación capacidad/producción de gas	1,6

Tabla 124. Antorcha

4.2.17. Deshidratación de fangos

El último proceso de la línea de fangos es la deshidratación. En este apartado se dimensiona dicho proceso, en la tabla 125 se presenta la producción de fangos que se tienen que deshidratar.

Producción de fangos digeridos	11.518 kg MS/día
Concentración	58 g/l
Volumen diario de fangos digeridos	198,6 m ³ /h

Tabla 125. Producción de fangos a deshidratar

4.2.17.1. Centrífugas

Conociendo la cantidad de fango que circula por este proceso se dimensionan las centrífugas que se encargan de realizarlo (tablas 126 y 127).

Número de centrífugas instaladas	3
Número de centrífugas en servicio	2
Tiempo de funcionamiento Días a la semana Horas al día	5 días 12 h
Cantidad de fangos por día de trabajo	16.125 kg MS/día
Volumen de fangos por día de trabajo	278 m ³ /h
Caudal unitario necesario	11,6 m ³ /h
Caudal unitario adoptado	16 m ³ /h

Tabla 126. Dimensionamiento de centrífugas

Para el cálculo del **caudal unitario necesario** se utiliza la siguiente fórmula:

$$Q = \frac{m}{C \times t \times n}$$

donde:

m es la cantidad de fangos por día de trabajo y su valor es de 16.125 kg MS/día (tabla 126).

C es la concentración de la mezcla y su valor es de 58 g/l (tabla 126).

t es el tiempo de funcionamiento y su valor es de 12 h (tabla 126).

n es el número de centrífugas en funcionamiento y su valor es 2 (tabla 126).

así pues:

$$Q = \frac{16.125}{58 \times 24 \times 2} = 11,6 \text{ m}^3/\text{h}$$

El caudal unitario necesario es de 11,6 m³/h, así pues el caudal unitario adoptado para las centrífugas es de **16 m³/h**.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Volumen de fangos por día de trabajo	278 m ³ /día
Número de centrifugas en servicio	2
Caudal unitario adoptado	16 m ³ /h
Tiempo real de funcionamiento Días a la semana Horas al día	5 días 12,18 h
Concentración de fango a la entrada	58 g/l
Carga másica unitaria	928 kg MS/h
Sequedad del fango deshidratado	34 %
Producción de fango deshidratado	5,49 t/h
Densidad estimada del fango	1,15 t/ m ³
Caudal total de fangos deshidratados	4,8 m ³ /h
Aporte de agua con polielectrolito	22,3 m ³ /h
Caudal total de escurridos	49,6 m ³ /h
Volumen diario de escurridos	603 m ³ /día

Tabla 127. Funcionamiento de centrifugas

Para el cálculo del **tiempo real de funcionamiento** se utiliza la siguiente fórmula:

$$t = \frac{\text{Vol}}{Q \times n} \times \frac{d}{dt}$$

donde:

Vol es el volumen de fangos por día de trabajo y su valor es de 278 m³/d (tabla 127).

Q es el caudal unitario adoptado y su valor es de 16 m³/h (tabla 127).

n es el número de centrifugas en funcionamiento y su valor es 2 (tabla 127).

d son los días de la semana y su valor es de 7 días.

Dt son los días de trabajo reales a la semana y su valor es de 5 días (tabla 127).

así pues:

$$t = \frac{278}{16 \times 2} \times \frac{7}{5} = \mathbf{12,18 \text{ h/día}}$$

Para el cálculo del **caudal total de fangos deshidratados** se utiliza la siguiente fórmula:

$$Q_t = \frac{Q \times C \times n}{S \times \rho}$$

donde:

Q es el caudal unitario adoptado y su valor es de 16 m³/h (tabla 127).

C es la concentración de fango a la entrada y su valor es de 58 g/l (tabla 127).

n es el número de centrífugas en funcionamiento y su valor es 2 (tabla 127).

S es la sequedad del fango deshidratado y su valor es de 34 % (tabla 127).

ρ es la densidad estimada del fango y su valor es de 1,15 t/m³ igual a 1150 kg/m³ (tabla 127).

así pues:

$$Q_t = \frac{16 \times 58 \times 2}{0,34 \times 1.150} = 4,8 \text{ m}^3/\text{h}$$

El cálculo del **volumen diario de escurridos** se realiza con la siguiente fórmula:

$$Vol_{es} = (Q_u \times n + Q_p - Q_t) \times t$$

donde:

Q_u es el caudal unitario adoptado y su valor es de 16 m³/h (tabla 127).

n es el número de centrífugas en funcionamiento y su valor es 2 (tabla 127).

Q_p es el aporte de agua con polielectrolito y su valor es de 22,3 m³/h (tabla 127).

Q_t es el caudal total de fangos deshidratados y su valor es de 4,8 m³/h (tabla 127).

t es el tiempo real de funcionamiento y su valor es de 12,18 h (tabla 127).

así pues:

$$Vol_{es} = (16 \times 2 + 22,3 - 4,8) \times 12,18 = 603 \text{ m}^3/\text{día}$$

Las bombas que alimentan las centrífugas tienen las características presentes en la tabla 128.

Tipo de bomba	Tornillo helicoidal
Número de bombas instaladas	3
Número de bombas en servicio	2
Caudal unitario	16 m ³ /h

Tabla 128. Bombas de alimentación

4.2.17.2. Dosificación de polielectrolito

A continuación se calcula la dosificación de polielectrolito necesaria en el proceso de deshidratación de los fangos (tabla 129) y los equipos que se encargan de dicha dosificación (tabla 130).

Número de centrífugas en servicio	2
Caudal unitario	16 m ³ /h
Concentración de fangos a espesar	58 g/l
Carga másica unitaria	928 kg MS/h
Tiempo de operación	8,7 h/día
Dosis máxima de diseño	6 kg/t MS
Consumo diario de polielectrolito	97 kg/día
Consumo horario de polielectrolito	11,14 kg/h
Concentración de preparación	3 g/l
Caudal a dosificar	3.712 l/h
Caudal unitario de agua de dilución	9,3 m ³ /h
Concentración en el punto de dosificación	0,50 g/l

Tabla 129. Consumo de polielectrolito

El cálculo del **consumo diario de polielectrolito** se realiza mediante la fórmula:

$$m_{\text{poli}} = C_m \times D_d \times t \times n$$

donde:

C_m es la carga másica unitaria y su valor es de 928 kg MS/h igual a 0,928 t MS/h (tabla 129).

D_d es la dosis máxima de diseño y su valor es de 6 kg/t MS (tabla 129).

t es el tiempo de operación y su valor es 8,7 h (tabla 129).

n es el número de centrífugas en funcionamiento y su valor es 2 (tabla 129).

así pues:

$$m_{\text{poli}} = 0,928 \times 6 \times 8,7 \times 2 = \mathbf{97 \text{ kg/día}}$$

El cálculo del **caudal unitario a dosificar** se realiza mediante la fórmula:

$$Q_d = \frac{(m_{\text{poli}}/t)}{C}$$

donde:

m_{poli} es el consumo de polielectrolito y su valor es de 97 kg/día igual a 97.000 g/día (tabla 129).

t es la autonomía del almacenamiento y su valor es 8,7 h/día (tabla 129).

C es la concentración de preparación y su valor es de 3 g/l (tabla 129).

así pues:

$$Q_d = \frac{97.000/8,7}{3} = \mathbf{3.712,47 \text{ l/h}}$$

Calculado el consumo de polielectrolito y el caudal unitario a dosificar se calcula la **concentración del polielectrolito en el punto de dosificación** con la siguiente fórmula:

$$C_{\text{poli}} = \frac{m_{\text{poli}}/n}{Q_d + Q_a}$$

donde:

m_{poli} es el consumo horario de polielectrolito y su valor es de 11,14 kg/h igual a 11.140 g/h (tabla 129).

Q_d es el caudal unitario a dosificar y su valor es de 3.712,47 l/h (tabla 129).

Q_a es el caudal unitario de agua de dilución y su valor es 9,3 m³/h igual a 9.300 l/h (tabla 129).

n es el número de centrífugas en funcionamiento y su valor es 2 (tabla 129).

así pues:

$$C_{\text{poli}} = \frac{11.140/2}{9.300 + 3.712,47} = \mathbf{0,51 \text{ g/l}}$$

Tipo de bombas	Tornillo helicoidal
Número de bombas	2
Caudal máximo unitario	3.080 l/h
Dosis máxima posible (preparado 3 g/l)	10 kg/t MS
Volumen unitario del grupo de preparación	4.000 l
Tiempo de maduración a caudal máximo	77,92 min

Tabla 130. Equipos de preparación y dosificación del polielectrolito

El cálculo de la **dosis máxima posible** se realiza mediante la fórmula:

$$D = \frac{Q_m \times C}{C_m}$$

donde:

Q_m es el caudal máximo unitario y su valor es de 3.080 l/h (tabla 130).

C es la concentración de preparación y su valor es de 3 g/l (tabla 130).

C_m es la carga másica unitaria y su valor es de 928 kg MS/h (tabla 129).

así pues:

$$D = \frac{3.080 \times 3}{928} = \mathbf{10 \text{ kg/t MS}}$$

El cálculo del **tiempo de maduración a caudal máximo** se realiza mediante la fórmula:

$$t = \frac{\text{Vol}}{Q_m}$$

donde:

Vol es el volumen unitario del grupo de preparación y su valor es de 4.000 l (tabla 130).

Q_m es el caudal máximo unitario y su valor es de 3.080 l/h (tabla 130).

así pues:

$$D = \frac{4.000}{3.080} = 1,29 \text{ h} = \mathbf{77,92 \text{ min}}$$

4.2.17.3. Almacenamiento de fangos deshidratados

Una vez deshidratados los fangos se almacenan, para ello a partir de la producción de fangos deshidratados (tabla 131), se diseña su transporte (tabla 132) y su almacenamiento (tabla 133).

Producción de fangos al día natural	11.518 kg MS/día
Producción de fangos al día de trabajo	16.125 kg MS/día
Sequedad del fango	34 %
Producción de fango deshidratado por día natural	33,88 t/día
Producción de fango deshidratado por día de trabajo	47,43 t/día
Densidad del fango	1,15 t/m ³
Volumen de fangos	29,46 m ³ /día
Volumen de fangos	41,24 m ³ /día

Tabla 131. Producción de fangos deshidratados

Para el cálculo del **volumen de fango deshidratado** se utiliza la siguiente fórmula:

$$\text{Vol} = \frac{m/S}{\rho}$$

donde para día natural:

m es la cantidad de fangos por día de trabajo y su valor es de 11.518 kg MS/día (tabla 131).

S es la sequedad del fango y su valor es de 0,34 (tabla 131).

ρ es la densidad estimada del fango y su valor es de 1,15 t/ m³ (tabla 131).

así pues:

$$\text{Vol} = \frac{11.518/0,34}{1,15} = \mathbf{29,46 \text{ m}^3/\text{día}}$$

y donde para día de trabajo de las centrífugas:

m es la cantidad de fangos por día de trabajo y su valor es de 16.125 kg MS/día (tabla 131).

S es la sequedad del fango y su valor es de 0,34 (tabla 131).

ρ es la densidad estimada del fango y su valor es de 1,15 t/ m³ (tabla 131).

así pues:

$$\text{Vol} = \frac{16.125/0,34}{1,15} = \mathbf{41,24 \text{ m}^3/\text{día}}$$

Volumen de fangos	41,24 m ³ /día
Tiempo de operación	8,7 h/día
Caudal total de fangos deshidratados	4,8 m ³ /h
Sistema de elevación de fangos	Tornillo

Tabla 132. Transporte de fangos

Número de silos	2
Volumen de silos de almacenamiento	160 m ³
Autonomía de almacenamiento día natural	5,43 h
Autonomía de almacenamiento día de trabajo	3,88 h

Tabla 133. Almacenamiento de fangos deshidratados

La **autonomía del almacenamiento** se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$\text{Cap} = \frac{\text{Vol}}{Q}$$

donde para día natural:

Vol es el volumen adoptado y su valor es de 160 m³ (tabla 133).

Q es el caudal horario de fangos y su valor es de 41,24 m³/día (tabla 131).

así pues:

$$\text{Cap} = \frac{160}{29,6} = \mathbf{5,43 \text{ días}}$$

y donde para día de trabajo:

Vol es el volumen adoptado y su valor es de 160 m³ (tabla 133).

Q es el caudal horario de fangos y su valor es de 41,24 m³/día (tabla 131).

así pues:

$$\text{Cap} = \frac{160}{41,24} = \mathbf{3,87 \text{ días.}}$$

4.2.18. Producción de energía

La planta propuesta puede autoabastecerse energéticamente gracias al módulo de cogeneración, en la tabla 134 se presentan los resultados del sistema autotérmico.

Producción de biogás en el digestor	1.452 KWh
Fracción de biogás a la caldera	10 %
Biogás a la entrada de la caldera desde gasómetro	145,2 KWh
Fracción de biogás al módulo de cogeneración	90 %
Biogás a la entrada del módulo de cogeneración	1317 KWh
Rendimiento del grupo motogenerador	40 %
Energía eléctrica producida en el módulo	526,5 KWh
Energía térmica producida en el módulo	790,5 KWh
Energía total a la entrada de la caldera	935,7 KWh
Rendimiento total de la caldera	80 %
Energía total a la salida de la caldera	750 KWh
Cantidad de fango a la entrada de la termohidrólisis	5.016,67 Kg/h
Temperatura del fango a la entrada de la termohidrólisis	11 °C
Temperatura del fango en la termohidrólisis	100 °C
Calor específico del fango	1,1 Kcal/Kg K
Energía necesaria en la termohidrólisis	600 KWh
Energía a la entrada en la termohidrólisis	750 KWh

Tabla 134. Producción de energía

El **biogás a la entrada de la caldera desde el gasómetro** se calcula mediante la siguiente fórmula [1]:

$$E_c = E_d \times f$$

donde para día natural:

E_d es la producción de biogás en el digestor y su valor es de 1.452 KWh (tabla 134).

f es la fracción de biogás a la caldera y su valor es de 10% (tabla 134).

así pues:

$$E_c = 1.452 \times 0,1 = \mathbf{145,2 \text{ KWh}}$$

El **biogás a la entrada del módulo de cogeneración** se calcula mediante la siguiente fórmula [1]:

$$E_m = E_d \times f$$

donde para día natural:

E_d es la producción de biogás en el digestor y su valor es de 1.452 KWh (tabla 134).

f es la fracción de biogás al módulo y su valor es de 90% (tabla 134).

así pues:

$$E_c = 1.452 \times 0,9 = \mathbf{1.317\ KWh}$$

La **energía eléctrica producida en el módulo** se calcula mediante la siguiente fórmula [1]:

$$E_e = E_m \times r$$

donde para día natural:

E_m es el biogás a la entrada del módulo y su valor es de 1.317 KWh (tabla 134).

r es el rendimiento del grupo motogenerador y su valor es de 40% (tabla 134).

así pues:

$$E_c = 1.317 \times 0,4 = \mathbf{526,5\ KWh}$$

La **energía térmica producida en el módulo** se calcula mediante la siguiente fórmula [1]:

$$E_t = E_m \times E_e$$

donde para día natural:

E_m es el biogás a la entrada del módulo y su valor es de 1.317 KWh (tabla 134).

E_e es la energía eléctrica producida en el módulo y su valor es de 526,5 KWh (tabla 134).

así pues:

$$E_c = 1.317 - 526,5 = \mathbf{790,5\ KWh}$$

El **biogás total a la entrada de la caldera** se calcula mediante la siguiente fórmula [1]:

$$E_{tc} = E_t - E_c$$

donde para día natural:

E_t es la energía térmica producida en el módulo y su valor es de 790,5 KWh (tabla 134).

E_c es el biogás a la entrada de la caldera desde el gasómetro y su valor es de 145,2 KWh (tabla 134).

así pues:

$$E_c = 790,5 + 145,2 = \mathbf{935,7 \text{ KWh}}$$

La **energía a la salida de la caldera** se calcula mediante la siguiente fórmula [1]:

$$E_{sc} = E_{tc} \times r$$

donde para día natural:

E_{sc} es la energía térmica producida en el módulo y su valor es de 790,5 KWh (tabla 134).

r es el rendimiento de la caldera y su valor es de 80% (tabla 134).

así pues:

$$E_c = 935,7 \times 0,8 = \mathbf{750 \text{ KWh}}$$

La **energía necesaria en la termohidrólisis** se calcula mediante la siguiente fórmula [1]:

$$E_{termo} = m \times c \times (Th - Tf)$$

donde para día natural:

m es la cantidad de fango que entra en la termohidrólisis y su valor es de 5.016,67 Kg/h (tabla 134).

c es la capacidad calorífica del fango y su valor es de 1,1 Kcal/Kg K (tabla 134).

Th es la temperatura de la termohidrólisis y su valor es de 100°C (tabla 134).

Tf es la temperatura del fango y su valor es de 11°C (tabla 134).

así pues:

$$E_c = 5.016,67,7 \times 1,1 \times (100 - 11) = \mathbf{485,614 \text{ Kcalh} = 600 \text{ KWh}}$$

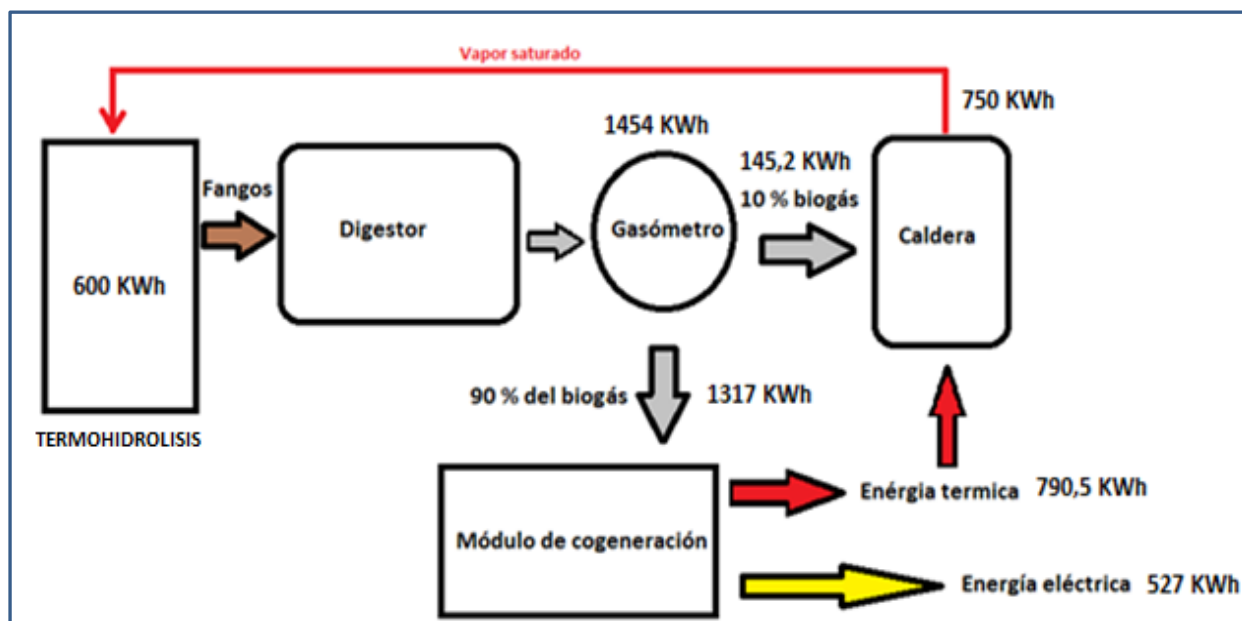


Figura 33. Línea de gas. Sistema autotérmico

En la caldera se producen 750 KWh en forma de vapor saturado que en su totalidad se introducen en el primer módulo de la termohidrólisis el cual necesita 600 KWh para operar, con lo que el sistema es un **ciclo autotérmico**.

A parte de estos 750 KWh que se producen en la caldera, también están disponibles 527 KWh de energía eléctrica procedente del módulo de cogeneración para hacer frente a una parte de la demanda de los equipos presentes en la estación.

5. Justificación del proceso propuesto

Existe una gran variedad de posibles soluciones a la hora de tratar el agua bruta en una estación de depuración. Estas soluciones están restringidas por varias limitaciones como ya se explicó en el primer capítulo de este proyecto y se puede ver en las tablas 3 y 4.

Una de las mayores limitaciones que existen en este proyecto es la integración de los procesos de la ampliación en la antigua estación de depuración, aprovechando en la medida de lo posible, los equipos y procesos que la integran. Debido a esto, se han aprovechado los decantadores primarios antiguos como tanques de laminación previos al proceso biológico, el antiguo reactor biológico y el decantador secundario como depósitos de agua tratada. En la línea de fangos, también se han aprovechado distintos elementos de la estación ya que seguían cumpliendo su función dentro de los nuevos límites de diseño. Estos elementos son el silo de almacenamiento de fangos predeshidratados, el digestor, el gasómetro, la antorcha y el silo de almacenamiento de fangos deshidratados.

Gracias a esta reutilización ha disminuido el tiempo de ejecución de la obra y por consiguiente el presupuesto que se expone en el capítulo 6 de esta memoria también es menor que si no se hubiera realizado esta integración.

Otra restricción a la hora de la elección del posible proceso es el número de habitantes (413.333 he). Así pues, según la tabla 134, económicamente es aconsejable una decantación primaria lamelar o convencional y un proceso biológico de fangos activos, que es la solución propuesta que se da en el presente proyecto.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Tamaño de la población	Zona	Posible proceso (óptimo técnico-económico)
Pequeñas poblaciones (<10000 he) sin limitación particular	Normal	Fangos activos baja o media carga Fangos activos baja carga tipo RBS Discos biológicos
	Menos sensible	Lagunaje natural o aerado Decantación primaria
	Sensible	Fangos activos baja carga Fangos activos baja carga tipo RBS Desfosfatación físico-química simultanea
Poblaciones medias (de 10.000 a 100.000 he) sin limitación particular	Normal	Con o sin decantación primaria + Fangos activos baja carga + Fangos activos baja carga tipo RBS
	Menos sensible	Decantación primaria
	Sensible	Con o sin decantación primaria Fangos activos baja carga (nitrificación/desnitrificación) en tratamiento clásico o RBS + desfosfatación físico-química o biológica
Poblaciones de más de 100.000 he sin limitaciones particulares	Normal	Decantación primaria convencional o lamelar + fangos activos a media o fuerte carga La línea de fangos es primordial en la elección
	Sensible	Todas las líneas precedidas o no de una decantación primaria o físico-química La línea de fangos es primordial en la elección

Tabla 135. Justificación del proceso para poblaciones con pocas limitaciones particulares [1]

El destino final del fango es una limitación bastante restrictiva a la hora de presentar la solución de la línea de fangos, como se dijo anteriormente, el destino del fango es la agricultura, así pues la higienización conseguida con la hidrólisis térmica es un paso ineludible a la hora del tratamiento de los fangos. Por otra parte la combinación de hidrólisis + digestión + centrifugas permite minimizar los costes de transporte al exterior, permite la adicción de como abonos para un uso agrícola controlado.

Por su parte la línea de gas con el motor de cogeneración permite la generación de energía térmica y eléctrica para la producción de energía.

Para la realización de la presente solución se ha usado como guía la tabla 135, donde se muestran doce ejemplos de plantas depuradoras ya construidas en todo el mundo. A partir de estos ejemplos se ha determinado el proceso de depuración de este proyecto teniendo en cuenta las principales restricciones presentadas anteriormente. Así pues el ejemplo en el que se basa esta solución es el de la planta de Brno con diferencias debido a otras limitaciones que existen en este proyecto.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Planta	Tamaño en he	Limitación	Línea de agua	Línea de fangos	Destino final del fango
Gabal	2,7 M	Baja	Primario y fangos activados	Digestión Motores térmicos	Agricultura
Valenton 2	1 M	Alta	Primario y fangos activados Nitrificación	Digestión Secado Pirólisis	Agricultura o valoración térmica
Milán Sur	1 M	Baja	Primario y fangos activados Nitrificación	Filtros prensa Secado	Agricultura o secado
Brno	500.000	Ampliación Rehabilitación	Primario y fangos activados	Digestión Centrífugas Secado	Agricultura o secado
Dalian	430.000	Alta	Primario y Biofor	Centrífugas	Agricultura
Cork	440.000	Alta	Primario y RBS	Digestión Filtros banda Secado	Agricultura o secado
Ayshire	310.000	Baja	Fangos activados alta carga	Centrífugas Secado	Incineración o vertedero
Güstrow	60.000	Baja	RBS	Centrífugas	Agricultura o vertedero
Valence	155.000	Media	Fangos activados baja carga	Centrífugas Incineración	Valoración térmica
Grasse	23.000	Muy alta	Ultrafor	Centrífugas Tratamiento con cal	Valoración agrícola
Sempra	120.000	Fiabilidad	Fangos activados Descarbonatación	Centrífugas	
Marbella	95.000	Alta	Densadeg Biofor	Centrífugas Tratamiento con cal	Agricultura o vertedero

Tabla 136. Ejemplos de estaciones depuradoras y sus tratamientos [1]

Otra gran restricción que existe en la ampliación de la estación de Adeje-Arona son los problemas de espacio. Debido a esto se ha optado por biorreactores de membranas que combinan el proceso de **fangos activados** y la **filtración mediante membranas**.

Su principal característica es la sustitución de la decantación secundaria, como sistema de separación de los fangos activados y del agua tratada, por las membranas, permitiendo una mayor flexibilidad de funcionamiento y una gran calidad del agua tratada a utilizar para riego en la agricultura (otros procesos convencionales no lo permiten).

También se ha sustituido la decantación primaria convencional por un equipo de Degremont, el Densadeg. Gracias a esto también se ha minimizado el espacio a utilizar.

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA

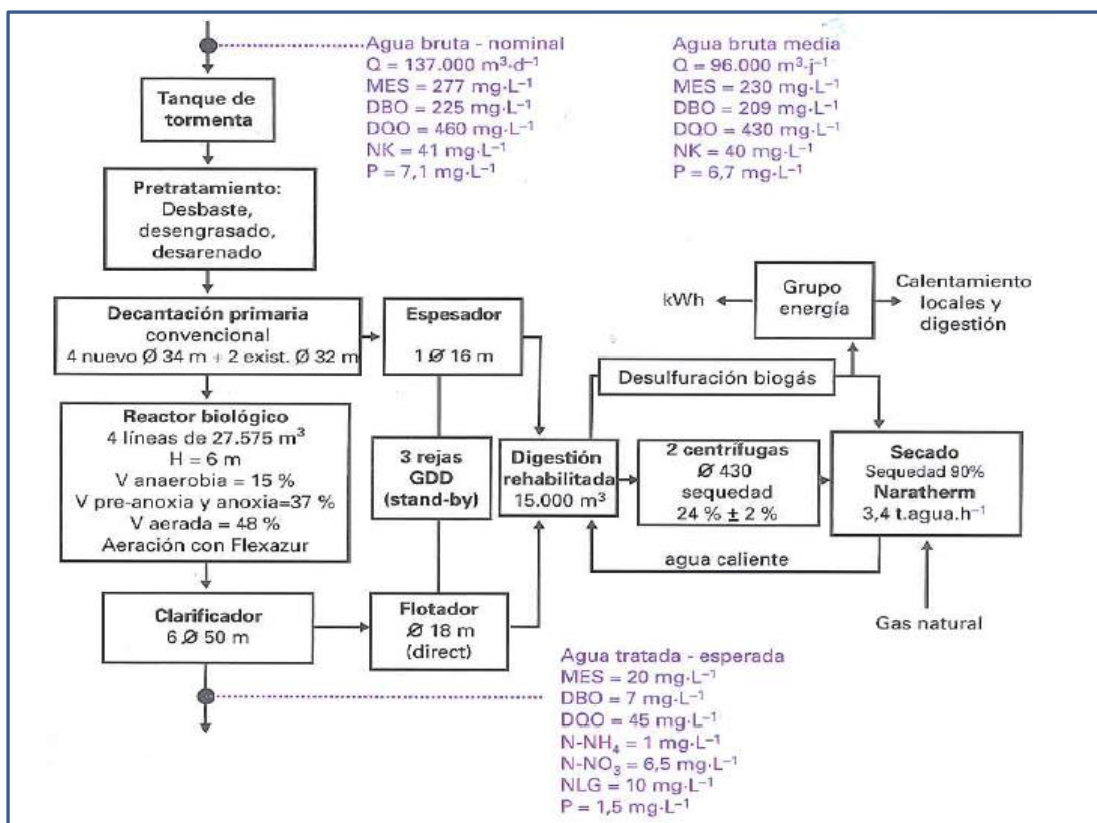


Figura 34. Procesos de la estación depuradora de Brno [1]

En la figura 33 se presentan los procesos de la estación de depuración de Brno y en la figura 34, los de la estación de Adeje-Arona en la que se ve como las membranas han mejorado la calidad del agua tratada.

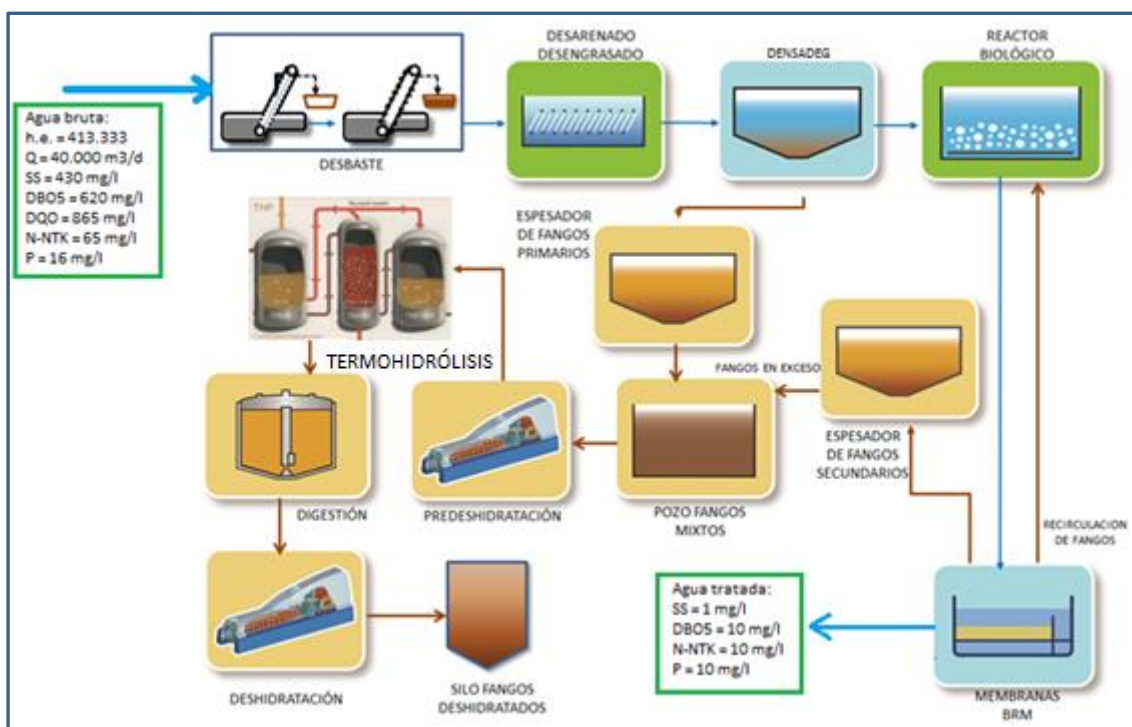


Figura 35. Procesos de la estación depuradora de Adeje-Arona

5.1. Aspectos relevantes de la solución

En este capítulo se ha realizado una justificación de la línea de tratamiento propuesta en la estación depuradora, no obstante la solución presenta ciertos aspectos que cabe destacar.

5.1.1. Reducción de la producción de fangos: tratamiento avanzado de fangos

Uno de los principales problemas al gestionar una instalación de tratamiento de aguas residuales es la producción de subproductos tales como los fangos deshidratados. Estos tienen un coste de evacuación elevado, por ello es objetivo prioritario conseguir la disminución máxima posible en su generación. La adopción de un tratamiento avanzado de Termohidrólisis es la mejor solución que puede adoptarse en esta línea, además se consigue un incremento notablemente en la producción de biogás y permite un importante aprovechamiento energético.

5.1.1.1. Termohidrólisis con digestión avanzada

El proceso de digestión avanzada empleando la hidrólisis térmica como pretratamiento es el denominado en Termohidrólisis.

La primera etapa consiste en una hidrólisis térmica que básicamente se trata de disolver la materia orgánica de los fangos utilizando para ello presión y temperatura.

Con la utilización de la hidrólisis térmica se consigue:

- Reducir la cantidad de lodos finales.
- Mejorar el proceso de deshidratación de los lodos.
- Aumentar la biodegradabilidad de los lodos.
- Asegurar la pasteurización (higienización del lodo final, clase A) de los fangos tratados lo que hace posible su uso final en la agricultura.
- Reducir el volumen necesario de digestión y sus auxiliares a la par que estabilizar el propio proceso de digestión.
- Generar más energía (mayor producción de biogás).

La Digestión avanzada con Hidrólisis Térmica permite solubilizar la materia orgánica, consiguiendo mayor velocidad, estabilidad y rendimiento en la digestión, desintegrando las estructuras celulares de las bacterias, mejorando las propiedades del fango para ser digerido y deshidratado, necesitando un volumen de digestión del orden de 2 a 3 veces menor que en la digestión convencional.

La hidrólisis térmica se integra en una EDAR como un pretratamiento previo a la digestión según se puede ver en la figura 35.

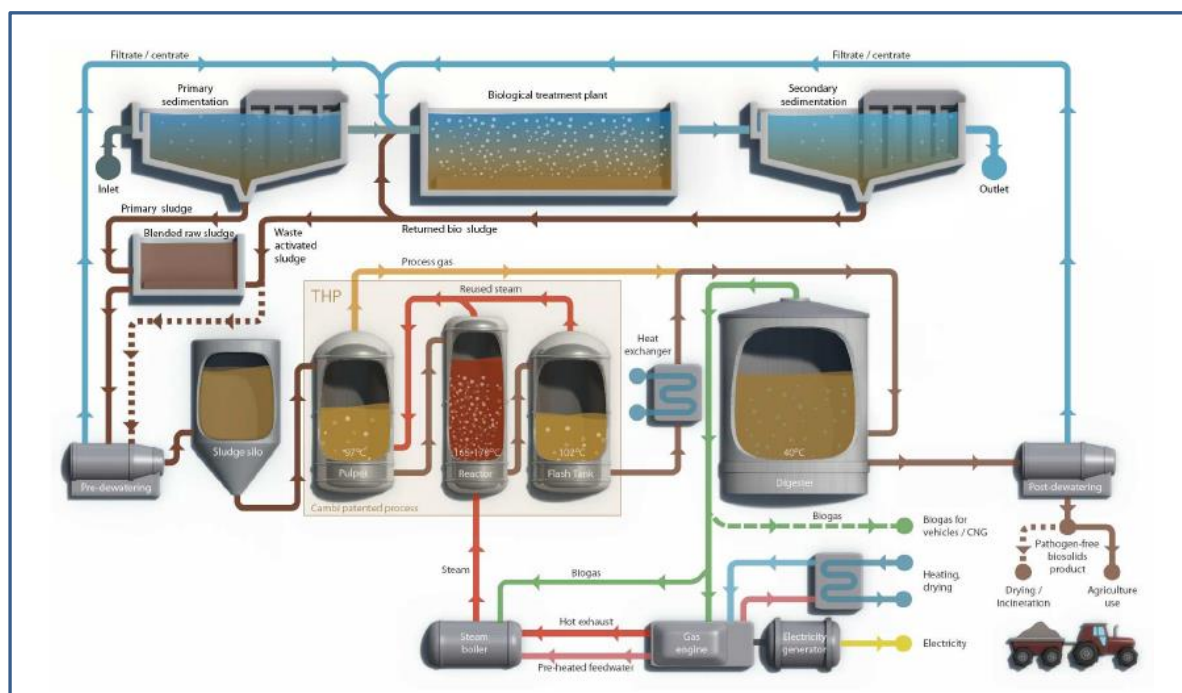


Figura 36. Esquema de las líneas de agua y fangos [1]

5.1.1.2. Aumento de producción de energía eléctrica

La estructura que confiere la hidrólisis térmica a los fangos permite incrementar la eliminación de materia volátil en la digestión y, en consecuencia, aumentar la producción de biogás.

Unos de los aspectos más importantes de esta solución propuesta es que tras la hidrólisis térmica la producción de energía eléctrica **prácticamente se duplica** frente a un sistema convencional sin este proceso.

5.1.1.3. Deshidratación con alta sequedad

Tras la hidrólisis térmica y utilizando centrifugas convencionales de deshidratación, el grado de sequedad de los fangos deshidratados aumenta considerablemente.

En el caso de este proyecto, y tras la utilización de la hidrólisis térmica, la sequedad del fango deshidratado alcanzará un **34%** utilizando centrifugas de deshidratación convencionales. Lo que se traduce en una **reducción de fangos** a evacuar muy elevada frente a las soluciones convencionales.

5.1.1.4. Flexibilidad en el diseño: tratamiento selectivo por líneas

Con el fin de disponer de la mayor flexibilidad posible dentro de la línea de proceso del tratamiento de fangos, se ha optado por dotar a la planta de una red de tuberías de fangos que permitan el envío directo a digestión de los fangos primarios, fangos mixtos procedentes del biológico y de los fangos predeshidratados.

De esta manera, durante el periodo de explotación se podrá optimizar el consumo energético de la EDAR en función del fango a tratar. Igualmente se posibilita la continuidad en funcionamiento parcial de la EDAR durante los periodos de mantenimiento de la termohidrólisis.

5.1.2. Membranas BRM: Reutilización del agua tratada.

La normativa presente en España no permite la reutilización del agua tratada para consumo humano; no obstante, si permite otro tipo de reutilizaciones según el Real Decreto 1620/2007.

En este proyecto el agua tratada se va a reutilizar para riego de campos de golf, dicha agua debe presentar características óptimas, en cuanto a contaminantes. Dichas características del agua tratada se consiguen gracias a las membranas BRM, las cuales consiguen una eliminación de contaminantes (sólidos en suspensión y DBO_5) de casi un 98% con una concentración elevada de trabajo.

5.1.3. Módulo de cogeneración: Generación de energía

El último aspecto relevante, y no por ello menos importante, de la solución es el módulo de cogeneración presente en la línea de gas de la estación depuradora. Dicho módulo transforma el biogás que entra en energía térmica para su posterior uso en la caldera y en energía eléctrica para hacer frente a parte de la demanda de la planta.

Gracias al módulo de cogeneración el sistema que componen la termohidrolisis – digestor – gasómetro – módulo – caldera es un ciclo autotérmico como se puede ver en la figura 37. Se generan 750 KWh en la caldera en forma de vapor saturado que alimenta directamente la primera etapa de la termohidrólisis que tiene una necesidad energética de 600 KWh.

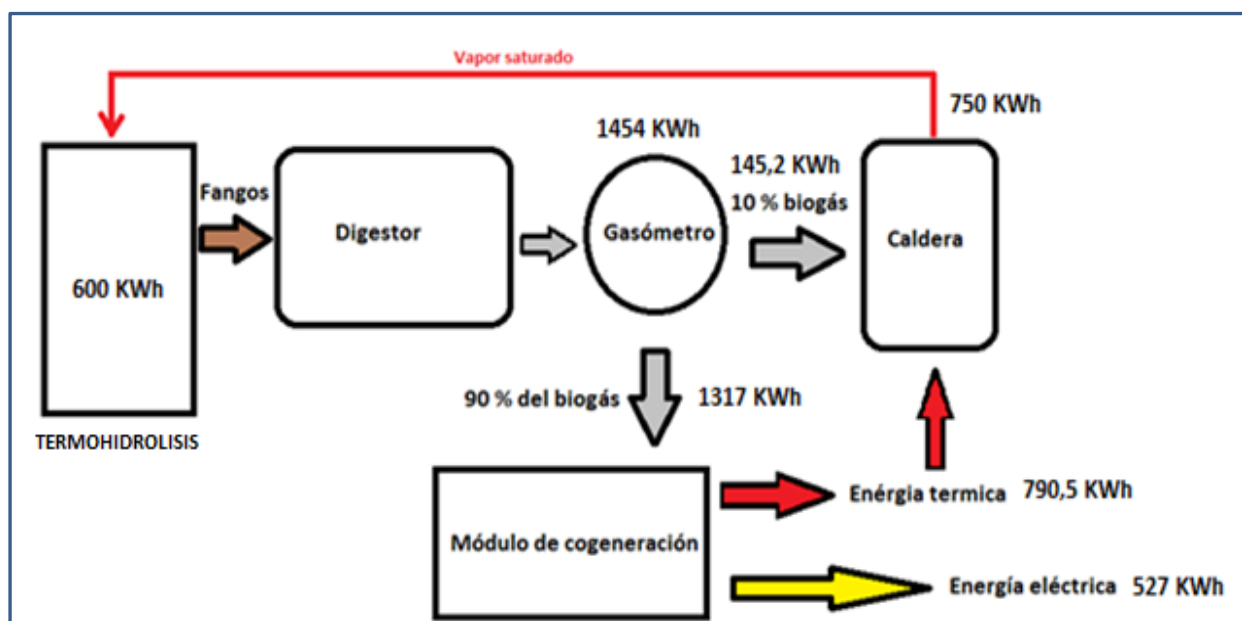


Figura 37. Módulo de cogeneración

La energía eléctrica producida en el módulo de cogeneración se emplea para hacer frente a una parte de la demanda eléctrica de las instalaciones de la depuradora.

Aunque el coste inicial de inversión del módulo es alto, gracias a esta generación de energía en un futuro se recuperará esta inversión y se minimizarán los costes energéticos necesarios en la planta de depuración.

6. Costes

En este capítulo se presenta un estudio de los costes del proyecto de construcción del sistema de depuración de Adeje-Arona. Dicho estudio se divide en tres grupos, costes de obra civil, costes de equipos mecánicos y el último grupo es el de costes de equipos eléctricos. Los datos de los costes se han obtenido de la base de datos interna de Degremont.

6.1. Costes de obra civil

Los costes del apartado de obra civil hacen referencia a costes de excavaciones, rellenos, hormigonado, desbroces, encofrado, acero, etc... A continuación se presenta un resumen por apartados de estos costes:

CAPÍTULO	RESUMEN	EUROS
CAP.1	AMPLIACIÓN DEL PRETRATAMIENTO	283.654,78
1.1.	Conexión con línea existente	7.458,42
1.2.	Nueva línea de desbaste	15.067,44
1.3.	Nueva línea de desarenado	113.492,58
1.4.	Ampliación de edificio de pretratamiento	147.636,34
1.5.	Zona de bombas	0,00
CAP.2	MOVIMIENTO DE TIERRAS	226.325,36
CAP.3	TRATAMIENTO PRIMARIO Y TAMIZADO	499.453,61
3.1.	Decantadores lamelares y floculación	475.755,97
3.2.	Edificio de bombeo de fangos	23.697,64

**DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA**

CAP.4	EDIFICIO TURBOS	83.652,84
CAP.5	REACTOR BIOLÓGICO	1.197.579,65
CAP.6	ZONA DE MEMBRANAS	337.048,63
6.1.	Depósito de membranas	280.281,86
6.2.	Recirculación y exceso de fangos	27.790,01
6.3.	Estructura puente grúa	28.976,76
CAP.7	EDIFICIO DE ULTRAFILTRACIÓN Y CONTROL	200.406,88
CAP.8	ESPESAMIENTO Y BOMBEO A DIGESTIÓN	77.978,54
CAP.9	TERMOHIDRÓLISIS	113.949,95
CAP.10	EDIFICIO DE FANGOS	29.388,03
CAP.11	EDIFICIO DE SOPLANTES DE GAS	68.329,24
CAP.12	DOSIFICACIÓN DE REACTIVOS	8.023,26
12.1.	Cubas de reactivos de ultrafiltración	4.011,63
12.2.	Cubas de reactivos de cloruro	4.011,63
CAP.13	EDIFICIO DE TRANSFORMACIÓN	68.329,24
CAP.14	REDES DE TUBERÍAS	394.728,44
14.1.	Línea de agua de proceso	297.978,44
14.2.	Línea de fangos	30.628,81
14.3.	Agua de servicios	20.213,96
14.4.	Canalizaciones eléctricas	45.907,69
CAP.15	URBANIZACIÓN	64.263,60
CAP.16	CONTRA INCENDIOS	13.049,27
CAP.17	UNIDADES DE PROYECTO	0,00
TOTAL EJECUCIÓN MATERIAL		3.711.762,72

6.2. Costes de equipos mecánicos

Al igual que los costes del apartado de obra civil, los costes de los equipos mecánicos se presentan por apartados según los distintos procesos que se dan en el tratamiento del agua bruta. Los costes de los equipos mecánicos hacen referencia a todos los elementos mecánicos necesarios en el proyecto, desde válvulas, bombas o aireadores, hasta equipos de mayor importancia económica como las membranas o el equipo de termohidrólisis.

CAPÍTULO	RESUMEN	EUROS
CAP.1	PRETRATAMIENTO	232.821,95
1.1	Desbaste de fino	48.269,57
1.2	Recogida de residuos desbaste	56.351,50
1.4	Entrada desarenador	3.815,25
1.5	Desarenador	17.238,76
1.6	Vaciados desarenador	22.377,43
1.7	Aireación desarenado	14.782,75
1.8	Impulsión arenas	7.542,79
1.9	Clasificador de arenas	38.724,20
1.10	Separador de grasas	23.719,66
CAP.2	BOMBEO DE AGUA BRUTA Y TANQUE DE LAMINACIÓN	670.148,46
2.1	Bombeo de agua bruta	670.148,46
CAP.3	DECANTACIÓN LAMELAR	767.667,10
3.1	Obra de llegada y reparto	15.147,52
3.2	Alivio, by-pass y salida decantación lamelar	13.301,06
3.3	Cámara de mezcla	31.234,72
3.4	Cámara de floculación	61.123,26
3.5	Decantador lamelar	576.421,26
3.6	Bombeo de purga y recirculación de fangos	48.224,72
3.7	Bombeo de flotantes	6.030,20
3.8	Mantenimiento edificio de bombeo	10.421,16
3.9	Tanques de homogenización-laminación	5.763,20

**DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA**

CAP.4	DOSIFICACIÓN DE REACTIVOS DE EMERGENCIA	30.259,36
4.1	Almacenamiento de cloruro férrico	8.176,85
4.2	Dosificación de cloruro férrico	6.655,80
4.3	Dosificación de polielectrolito	15.426,71
CAP.5	TAMIZADO DE SUPERFINOS	266.237,24
CAP.6	TRATAMIENTO BIOLÓGICO	754.138,81
6.1	Aislamiento tratamiento biológico	10.326,01
6.2	Agitación	56.394,16
6.3	Turbocompresores biológicos	394.418,39
6.4	Aeración	276.057,12
6.5	Mantenimiento sala de turbos	16.943,13
CAP.7	SISTEMA DE MEMBRANAS MBR	3.357.470,76
7.1	Elevación a tanques de membranas	27.274,86
7.2	Membranas	2.533.557,36
7.3	Vaciado de tanques de membranas	62.989,58
7.4	Permeado	233.107,30
7.5	Retrolavado	52.778,69
7.6	Canal de salida de fangos	232.741,06
7.7	Mantenimiento	31.842,19
7.8	Soplantes de limpieza	146.986,84
7.9	Aire de servicios	11.685,71
7.15	Equipos de limpieza química	24.507,17
CAP.8	BOMBEO DE FANGOS	111.354,66
8.1	Recirculación exterior de fangos	58.537,00
8.2	Bombeo de fangos en exceso	52.817,66
CAP.9	ESPEZAMIENTO DE FANGOS	140.897,33
9.1	Espesador dinámico de fangos	101.751,73
9.2	Depósito de fangos espesados	9.747,70
9.3	Dosificación de polielectrolito	15.390,34
9.4	Mantenimiento de equipos	14.007,56

**DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA**

CAP.10	PREDESHIDRATACIÓN DE FANGOS	354.371,13
10.1	Bombeo de fangos predeshidratados	16.180,62
10.2	Equipos predeshidratación	261.427,86
10.3	Bombeo y alimentación de fangos predeshidratados	40.089,38
10.4	Dosificación de polielectrolito	19.916,57
10.5	Dosificación de cloruro férrico	12.895,53
CAP.11	TERMOHIDRÓLISIS	2.582.680,45
11.1	Bombeo a pulper	13.480,47
11.2	Equipos de termohidrolisis	2.514.916,50
11.3	Acondicionamiento térmico	54.283,48
CAP.12	COGENERACION	425.631,90
12.1	Equipos módulo cogeneración	393.532,54
12.2	Equipos bombeo y recuperación de calor	32.099,36
CAP.13	DIGESTIÓN ANAEROBIA	12.763,39
13.1	Equipamiento digestor	7.304,66
13.2	Salida de fangos digeridos	5.458,73
CAP.14	LÍNEA DE GAS	106.202,59
14.1	Retirada de gas de digestión	9.960,67
14.2	Equipos línea de gas a cogeneración	69.420,22
14.3	Antorcha	26.821,70
CAP.15	DESHIDRATACIÓN DE FANGOS	221.937,20
15.1	Bombeo de fangos a deshidratación	23.674,79
15.2	Dosificación de polielectrolito	13.068,63
15.3	Equipos centrifugas deshidratación	78.060,74
15.4	Bombeo de fangos deshidratados	107.133,04
CAP.16	INSTRUMENTACIÓN	128.564,07
16.1	Pretratamiento	1.136,32
16.2	Bombeo de agua bruta y tanque de laminación	473,78
16.3	Decantación lamelar	12.874,32
16.4	Dosificación de reactivos de emergencia	1.879,37
16.5	Tamizado de superfinos	5.297,41

**DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA**

16.6	Tratamiento biológico	26.948,91
16.7	Sistema de membranas MBR	29.711,87
16.8	Bombeo de fangos	19.414,86
16.9	Espesamiento de fangos	2.627,98
16.10	Predeshidratacion fangos	3.871,58
16.11	Termohidrólisis	8.364,51
16.12	Línea de gas	9.230,18
16.13	Cogeneración	3.589,22
16.14	Deshidratacion de fangos	3.143,76
CAP.18	SERVICIOS AUXILIARES	27.342,13
18.1	Agua industrial de servicios	17.245,14
18.2	Red de aire de servicios	10.096,99
CAP.20	EXPLOTACIÓN	1.533.310,49
CAP.21	MEDIDAS DE PROTECCIÓN AMBIENTAL	9.701,37
CAP.22	SEGURIDAD Y SALUD	108.233,68
TOTAL EJECUCIÓN MATERIAL		11.841.734,07

6.3. Costes de equipos eléctricos

Los costes de los equipos eléctricos se dividen en dos grupos, los equipos que están en la ubicación del pretratamiento y los equipos que están en la localización de la propia estación de depuración. Dichos equipos eléctricos son cuadros, centros de transformación, elementos de control, etc... A continuación se presenta un resumen de estos costes:

CAPÍTULO	RESUMEN	EUROS
CAP.1	PRETRATAMIENTO	663.151,01
1.01	Media tensión	545.988,92
1.02	Cuadros baja tensión	62.455,38
1.03	Distribución en baja tensión	9.705,84
1.04	Red de tierras	775,96
1.05	Control y supervisión	44.224,91
CAP.2	TRATAMIENTO	1.227.858,21
2.01	Acometida en media tensión y nuevo CT	161.118,45
2.02	Cuadros de baja tensión	556.758,62
2.03	Distribución en baja tensión	196.430,52
2.04	Control y supervisión	288.321,63
2.05	Red de tierras - nuevo capítulo	25.228,99
TOTAL EJECUCIÓN MATERIAL		1.891.009,22

6.4. Resumen de costes

El total del coste de ejecución material es de 17.444.506,01 €, a este coste hay que sumarle un porcentaje de gastos generales y otros gastos asociados al proyecto. El coste total de ejecución del sistema de depuración de Adeje-Arona se detalla a continuación:

Obra Civil	3.711.762,72 Euros
Equipos Mecánicos	11.841.734,07 Euros
Equipos Eléctricos	1.891.009,22 Euros
<hr/>	
TOTAL EJECUCIÓN MATERIAL	17.444.506,01 Euros
19% Gastos Generales y Beneficio Industrial	3.314.456,14 Euros
<hr/>	
TOTAL EJECUCIÓN POR CONTRATA OBRAS	20.758.962,15 Euros
Otros gastos asociados al proyecto	72.155,79 Euros
<hr/>	
TOTAL EJECUCIÓN POR CONTRATA	20.831.117,94 Euros

El presupuesto total de ejecución por contrata en la solución propuesta del proyecto de ampliación de la estación depuradora de Adeje-Arona asciende a la cantidad de **VEINTE MILLONES OCHOCIENTOS TREINTA Y UN MIL CIENTO DIEZ Y SIETE EUROS CON NOVENTA Y CUATRO CÉNTIMOS.**

7. Conclusiones y trabajos futuros

En el último capítulo de la presente memoria se va a desarrollar las conclusiones y trabajos futuros que pueden realizarse en la estación de depuración.

7.1. Conclusiones

Como se ha comentado a lo largo de todo el proyecto uno de los principales problemas que existían a la hora de la realización de la obra es la integración de los procesos de la ampliación en la antigua estación de depuración, aprovechando en la medida de lo posible, los equipos y procesos que la integran.

Debido a esto, y al reducido espacio con el que se contaba para la realización de la ampliación se ha considerado que la solución propuesta es la más óptima. Uno de los puntos clave para cumplir lo anterior comentado era el tratamiento biológico, el biorreactor de membranas posee una gran capacidad de tratamiento del agua en un espacio reducido de operación.

Otro punto complicado del proyecto ha sido salvar la altura y la distancia que existe entre las dos zonas de la planta, el pretratamiento y la depuradora. El sistema de bombeo que se ha previsto instalar en el pretratamiento son 6 bombas de gran potencia para salvar el desnivel existente de 250 metros aproximadamente entre ambas instalaciones.

La solución propuesta para la construcción de la Estación Depuradora de Aguas Residuales de Adeje - Arona (EDAR de Adeje-Arona) ha sido realizada para tres fines, el primero de ellos es la optimización de los costes, la segunda es la optimización de la superficie de la

planta y el tercero cumplir con la legalidad vigente en cuanto a la calidad del agua para su reutilización en campos de golf (de ahí el uso de las membranas). Dentro de este tercer fin también se encuentra la higienización del fango para su uso final, el cual debe cumplir los aspectos legales necesarios para su uso en la agricultura.

Por último, a la hora de la realización del proyecto, se ha querido minimizar el uso de los recursos fósiles y fomentar la sostenibilidad. Por ello se ha diseñado un sistema de cogeneración que permita el aprovechamiento del biogás generado en la digestión para la obtención de energía eléctrica y térmica.

Con todo esto se cree que la solución presentada es la que mejor cumple estos tres fines y se consiguen cumplir los parámetros que se especifican para el agua tratada.

7.2. Trabajos futuros

A parte de sucesivas ampliaciones de las instalaciones para aumentar su capacidad de tratamiento, una vez llevadas a cabo las actuaciones que se exponen en la construcción de la segunda fase se pueden realizar una serie de mejoras o de trabajos para optimizar la planta.

7.2.1. Trabajos de mantenimiento

Para que el funcionamiento de la planta de depuración sea el óptimo, es necesario realizar labores de mantenimiento en los equipos. Tanto **mantenimiento de conservación**, como **mantenimiento de actualización** cuyo propósito es el compensar la obsolescencia tecnológica, o las nuevas exigencias, que en el momento de construcción no existían o no fueron tenidas en cuenta pero que en la actualidad si tienen que serlo.

Los dos tipos de mantenimiento son muy importantes dentro de la operación de la planta pero el que mayor repercusión puede llegar a tener y que puede detener las actividades que se realizan es el mantenimiento de conservación. Dentro de este existe el **mantenimiento correctivo** que corrige los defectos o averías observadas que ya se han producido y el **mantenimiento preventivo**, es el destinado a garantizar la fiabilidad de equipos en funcionamiento antes de que pueda producirse un accidente o avería por deterioro.

Este último mantenimiento es el más importante de todos, ya que si se realiza un buen mantenimiento preventivo se pueden minimizar los paros de la estación a la hora de realizar las acciones necesarias y optimizar los tiempos de realización de las actividades y los costes incurridos en el mantenimiento de la estación.



Figura 38. Labores de mantenimiento preventivo [1]

7.2.2. Secado solar de fangos

Para en un futuro conseguir un fango de mayor calidad en cuanto a la sequedad, se podría sustituir el secado térmico de los fangos presente en la solución por un secado solar. Este secado solar de los fangos, transforma los fangos deshidratados (sequedad 34 %) en un producto seco y granulado con una sequedad del 80% - 90 %. Esto tiene múltiples ventajas pero la mayor de todas ellas es un ahorro en costes de transporte.

El secado se efectúa bajo invernadero, por efecto de las radiaciones solares y de una máquina de desplazamiento longitudinal (rodillo). Se utiliza la radiación solar para calentar y evaporar el agua contenida en los fangos.

La presencia del rodillo en la instalación de secado solar asegura: la escarificación de los fangos (aumento de la superficie de intercambio), el retorno de los fangos (renovación de la superficie de intercambio para una mayor homogeneización del producto), la aereación de los fangos (mantenimiento de las condiciones aerobias) y por último el transporte de los fangos a lo largo del invernadero.



Figura 39. Rodillo de una estación solar de fangos [1]

El producto seco que se genera, frente al del secado térmico convencional, consigue una cantidad a evacuar considerablemente más reducida, un producto utilizable en todas las soluciones de valorización y de eliminación, una estructura granular fácil de manipular y una sequedad alcanzada ajustable entre el 80% y el 90%.

Se puede decir que el secado solar de fangos es simple, económico, limpio y ecológico y que posee los siguientes aspectos a tener en cuenta:

- Funcionamiento automatizado con flexibilidad de operación.
- Costes de explotación muy económicos debido a la consecución de un volumen menor de fangos y su posterior transporte.
- El sol es una energía renovable con lo que se protege el medioambiente.

7.2.3. Reutilización del agua tratada

Este segundo trabajo que podría realizarse en un futuro en la planta diseñada. Actualmente en España, no está permitido el uso de agua tratada para el consumo humano por normativa del país pero según están evolucionando las reservas mundiales de agua, esta normativa va a tener que cambiar.

Actualmente ya hay países que ya están reutilizando el agua para el consumo humano, es una alternativa a la escasez de agua que ya se utiliza en diversas poblaciones de todo el mundo, con garantías sanitarias. Más de mil millones de habitantes del planeta carecen de agua potable en condiciones.

En **Estados Unidos (EE.UU.)**, varias poblaciones han puesto en marcha este sistema o tienen previsto hacerlo. El condado de Orange (California) puso en marcha en 2008 el sistema de reciclado de aguas residuales para consumo humano más puntero y grande del mundo: es capaz de producir unos **265 millones de litros al día** para abastecer a su medio millón de habitantes. El agua mejora los límites mínimos sanitarios estatales y federales.

En la actualidad, sólo una planta en el mundo, la de **Namibia**, suministra agua reciclada directa. En el resto de instalaciones se ha optado por un sistema de reciclado indirecto que suaviza en principio los prejuicios psicológicos de los consumidores.

En estas instalaciones, como la de Orange, el agua pasa por varios sistemas de filtrado y purificación, hasta que llega desinfectada a un acuífero o reserva natural de agua. Allí permanece por un periodo de tiempo, hasta que se distribuye por la red de abastecimiento. De esta manera, el agua parece más "natural", además de mejorar sus condiciones gracias a su paso por los ecosistemas.

El agua residual reciclada es una de las mejores posibles soluciones frente a las cada vez mayores demandas de abastecimiento humano, las ventajas de la reutilización del agua tratada son:

- Especialmente, en las Islas Canarias, existe un gran déficit hidrográfico por sus características geográficas.

- Ahorro en costes para la obtención de agua potable frente al proceso de desalación que es el más extendido en el archipiélago Canario.
- Contribución a una mejora ambiental del planeta en cuanto a cuidar las reservas de agua potable.

No obstante existe un rechazo psicológico de los consumidores aunque la tecnología garantiza las condiciones higiénicas del agua residual reciclada por lo que se frena su generalización.

Siglas y definiciones

Siglas

- **BRM:** Biorreactor de Membrana
- **DBO:** Demanda Bioquímica de Oxígeno.
- **DQO:** Demanda Química de Oxígeno.
- **EDAR:** Estación Depuradora de Aguas Residuales.
- **MM:** Materia No Volátil (Materia Mineral)
- **MO:** Materia Orgánica
- **MS:** Materia Seca
- **MV:** Materia Volátil
- **N-NKT:** Nitrógeno Total Kjeldahl.
- **PID:** Diagrama de Instrumentación y Proceso
- **ppm:** Partes Por Millón
- **P_{TOTAL}:** Fósforo total.
- **RBS:** Reactor Bacteriológico Secuencial
- **SST:** Sólidos en Suspensión Totales.

Definiciones

- **Agua bruta:** Agua que todavía no ha sido sometida a ningún tratamiento y que se transporta a una instalación para su acondicionamiento para usos posteriores.
- **Agitación:** Forzar un fluido por medios mecánicos para que adquiera un movimiento circulatorio en el interior de un recipiente.

- **Aireación:** Proporcionar oxígeno al efluente que se quiere tratar.
- **Aireador:** Equipo que realiza el proceso de aireación.
- **Agua tratada:** Agua que ha sido sometida a distintos tratamientos para su posterior reutilización.
- **BRM:** Puede definirse como una modificación de los procesos convencionales de tratamiento biológico, donde se realiza un reemplazo de los depósitos de sedimentación secundarios por unidades de membrana.
- **Caudal medio diario:** Caudal medio calculado para una población proyectada.
- **Caudal medio horario:** Caudal medio en el intervalo de una hora.
- **Centrífugas:** Equipo que se utiliza en el tratamiento de fangos y que realiza la separación de los elementos sólidos del líquido por medio de fuerzas centrifugas.
- **Clarificación:** Conjunto de procesos en el tratamiento de aguas para eliminar sólidos sedimentables. Dichos procesos que integran la clarificación son: coagulación, floculación y separación de partículas.
- **Coagulación:** Desestabilización de las partículas coloidales causadas por la adición de un reactivo químico llamado coagulante el cual, neutralizando sus cargas electrostáticas, hace que las partículas tiendan a unirse entre sí mediante el proceso de floculación.
- **Coliformes:** Especie bacteriana que tienen ciertas características bioquímicas por las cuales son usados como indicadores de contaminación en el proceso de tratamiento del agua.
- **Colmatación:** Se dice que una membrana está colmatada, cuando, su permeabilidad original se ha reducido sustancialmente, a causa del progresivo entupimiento de los poros existentes debido a los sólidos en suspensión transportados por el agua que se va infiltrando.

- **Cuba de filtración:** Lugar donde se disponen las membranas en la línea de tratamiento del agua residual.
- **DBO:** Cantidad equivalente de oxígeno (mg/l) necesaria para oxidar biológicamente los componentes de las aguas residuales. En el transcurso de los cinco días de duración del ensayo (cinco días) se consume aproximadamente el 70% de las sustancias biodegradables.
- **Decantación:** Proceso de reducción de sólidos suspendidos de las aguas residuales bajo la exclusiva acción de la gravedad. Sólo se puede eliminar los sólidos sedimentables y las materias flotantes.
- **Decantación lamelar:** Tiene como función separar los elementos semipesados y pesados en suspensión, que lleva el agua y que perjudican el tratamiento posterior.
- **Densadeg:** Equipo creado y desarrollado por Degremont, que realiza las labores de un decantador-espesador con recirculación de fangos. Es un decantador con floculación optimizada y recirculación de fangos externa que utiliza el principio de decantación lamelar asociado con un espesador integrado.
- **Desarenador:** Estructura diseñada para retener arena que trae el agua bruta con el fin de evitar que continúen estas partículas en los siguientes procesos del tratamiento
- **Desbaste:** Etapa indispensable en el pretratamiento de las aguas residuales. En ella, el agua se estabiliza y tiene como objetivo retener y separar los cuerpos de gran tamaño, flotantes y en suspensión que arrastra el agua residual.
- **Desengrasador:** Estructura diseñada para retener grasas que trae el agua bruta con el fin de evitar que continúen en los siguientes procesos del tratamiento.
- **Deshidratación:** Proceso en el tratamiento de fangos que consiste en la reducción del volumen, a la vez que se aumenta la sequedad de los mismos.

- **Difusor:** Sistema que permite introducir aire desde la parte inferior de un reactor a baja presión a través de placas porosas, tuberías perforadas u otros dispositivos sumergidos de manera tal que pequeñas burbujas de aire ascienden continuamente por el agua o las aguas residuales.
- **Digestión:** Proceso de estabilización de lodos que se basa en la degradación de la materia orgánica. El proceso se desarrolla en un reactor donde se introducen los lodos, ya sea en forma continua o intermitente, permaneciendo dentro del reactor por tiempos considerables. El lodo estabilizado, extraído del reactor tiene una concentración reducida de materia orgánica y agentes patógenos vivos.
- **Digestión anaerobia:** Proceso en el cual microorganismos descomponen material biodegradable en ausencia de oxígeno. Este proceso genera diversos gases, entre los cuales el dióxido de carbono y el metano son los más abundantes (dependiendo del material degradado).
- **DQO:** Cantidad equivalente de oxígeno (mg/l) necesaria para oxidar los componentes orgánicos del agua utilizando agentes químicos oxidantes.
- **EDAR:** Estación Depuradora de Aguas Residuales, tiene como objetivo la obtención de agua tratada, mediante la realización de diferentes procesos, a partir de agua bruta.
- **Espesador de fangos:** Elemento de la línea de tratamiento de fangos donde tiene lugar el proceso de espesamiento.
- **Espesamiento:** Primera etapa en la reducción del volumen de los fangos extraídos en la línea de agua. Permite optimizar las etapas posteriores de acondicionamiento, estabilización y deshidratación reduciendo los costes.
- **Fango:** Lodo que se forma generalmente con los sedimentos térreos en los sitios donde hay agua detenida.

- **Fangos activos:** Proceso biológico empleado en el tratamiento de aguas residuales convencional, que consiste en el desarrollo de un cultivo bacteriano disperso en forma de flóculo en un depósito agitado, aireado y alimentado con el agua residual, que es capaz de metabolizar como nutrientes los contaminantes biológicos presentes en esa agua. El mecanismo general del sistema de fangos activos viene representado por la siguiente reacción biológica:
$$MO + \text{Microorganismos} + O_2 \Rightarrow CO_2 + H_2O + NH_3/NH_4^+ + \text{Microorganismos} + \text{Energía}$$
- **Filtración tangencial:** Permite de limitar la acumulación de partículas gracias a la recirculación tangencial del fluido a la superficie de la membrana. Las partículas se quedan en el flujo recirculado, mientras el líquido puede cruzar la membrana bajo el efecto de la presión.
- **Floculación:** Proceso químico mediante el cual, con la adición de sustancias denominadas floculantes, se aglutinan las sustancias coloidales presentes en el agua, facilitando de esta forma su decantación y posterior filtrado.
- **Licor mezcla:** Homogeneizado del agua residual con los flóculos bacterianos para el tratamiento biológico.
- **Línea de agua:** Línea de una estación de depuración en la que se realiza el tratamiento del agua bruta.
- **Línea de gas:** Línea de una estación de depuración en la que se realiza el tratamiento de los gases generados en otros procesos.
- **Línea de fangos:** Línea de una estación de depuración en la que se realiza el tratamiento de los fangos.
- **Línea piezométrica:** Es la línea imaginaria que resultaría al unir los puntos hasta los que el líquido podría ascender si se insertasen tubos piezométricos en distintos lugares a lo largo de la tubería o canal abierto. Es una medida de la presión hidrostática disponible en dichos puntos. La línea piezométrica por su propia definición no siempre es decreciente, pudiendo crecer en puntos en los que aumente la presión hidrostática. Para el estudio de una línea piezométrica se

llevan a cabo los cálculos hidráulicos que determinan la disposición y el dimensionamiento interno de los diferentes elementos y obras que componen una EDAR.

- **Microtamizado:** Dispositivo de filtración superficial que se emplea para eliminar una fracción de los sólidos suspendidos durante el tratamiento.
- **N-NKT:** Es un indicador utilizado en ingeniería ambiental. Refleja la cantidad total de nitrógeno en el agua analizada, suma del nitrógeno orgánico en sus diversas formas (proteínas y ácidos nucleicos en diversos estados de degradación, urea, aminas, etc.) y el ion amonio NH_4^+ .
- **Organismos filamentosos:** Especies de bacterias, hongos y algas filiformes que crecen en colonias y producen una masa biológica que no sedimenta y que puede interferir con la filtración. La mayor parte de los microorganismos filamentosos son bacterias depuradoras, comparten los mismos sustratos y el mismo reactor que las bacterias formadoras de flóculos. Cuando proliferan son perjudiciales porque exige una nueva decantación como paso necesario para separar los flóculos del agua tratada
- **Organismos patógenos:** Los organismos patógenos se encuentran en las aguas residuales en muy pequeñas cantidades siendo muy difícil su aislamiento, por ello, se emplean habitualmente los coliformes como organismo indicador.
- **Permeado:** Corriente que contiene, fundamentalmente, los componentes de una disolución que salen de una membrana.
- **Pretratamiento:** Primer proceso realizado de acondicionamiento del agua. Busca el acondicionamiento del agua bruta para facilitar los posteriores tratamientos a realizar en la estación.
- **P_{TOTAL}:** Es un indicador utilizado en ingeniería ambiental. Refleja la cantidad total de fósforo en el agua analizada
- **Población equivalente:** Concepto para el cálculo de la capacidad de una estación depuradora. La equivalencia se puede referir a la carga hidráulica, a la

carga de sólidos en suspensión, o normalmente y éste es el caso más frecuente a la carga orgánica expresada como DBO₅ (60 g DBO₅/he/día).

- **Reactor biológico o biorreactor:** Sistema o lugar donde se realiza el tratamiento biológico en una estación de depuración. Este proceso puede ser aeróbico o anaeróbico.
- **Rejas de desbaste:** Conjunto de barras dispuestas paralelamente entre ellas, colocadas en un canal, perpendicularmente a la superficie del agua. La separación entre barras puede variar entre 2 y 100 mm o superiores.
- **Silo de fangos:** Lugar donde se almacena el fango una vez deshidratado.
- **Sólidos en suspensión:** Partículas sólidas pequeñas inmersas en un fluido en flujo turbulento. Se denomina de este modo, en el tratamiento de aguas, a la fracción de los sólidos totales que quedan retenidos por una membrana filtrante de un tamaño determinado (0,45 µm). Dentro de los sólidos en suspensión se encuentran los sólidos sedimentables y los no sedimentables.
- **Soplante:** Compresor que proporciona gran caudal y baja presión.
- **Tamiz:** Filtro utilizado para la separación sólido-líquido en las estaciones de tratamiento de agua.
- **Tamizado:** Proceso físico que se realiza en el tratamiento del agua para la eliminación de elementos sólidos presentes.
- **Tanque de laminación:** Depósito utilizado para la regulación del caudal a la entrada de un elemento y con el que se pretende que lleguen caudales lo más homogéneos posibles.
- **Termohidrólisis:** Proceso en el que cadenas de moléculas largas, del tipo de la celulosa y hemicelulosa, se rompen en un medio acuático obteniendo componentes originales. Este proceso permite realizar un pretratamiento de la biomasa de una manera económica para posteriormente obtener más biogás. Se realizan a presión y temperatura elevadas.

- **Tratamiento biológico:** Constituye una serie de importantes procesos de tratamiento que tienen en común la utilización de microorganismos (entre los que destacan las bacterias) para llevar a cabo la eliminación de componentes del agua, aprovechando la actividad metabólica de los mismos sobre esos componentes. La aplicación tradicional consiste en la eliminación de materia orgánica biodegradable, tanto soluble como coloidal, así como la eliminación de compuestos que contienen elementos nutrientes (Nitrógeno y Fósforo).
- **Tratamiento primario:** Proceso donde se realiza la eliminación de los sólidos en suspensión en el tratamiento del agua bruta.
- **Tratamiento secundario:** Proceso que consiste en la eliminación de la materia orgánica que hay en el agua residual.
- **Ultrafiltración:** Tipo de filtración por membranas en la cual la presión hidrostática fuerza un líquido contra una membrana semipermeable. Los sólidos suspendidos y los solutos de alto peso molecular son retenidos, mientras que el agua y los solutos de bajo peso molecular atraviesan la membrana. Se denomina ultrafiltración al sistema cuyos poros oscilen entre 0,1 y 0,01 micrómetros.
- **Velocidad de decantación:** Velocidad a la cual se sedimentan las partículas suspendidas en el agua.
- **Zona anóxica:** Zona en la que no hay aporte de oxígeno y en la que se produce la degradación de materia nitrogenada, que en la fase aeróbica transformó los compuestos amoniacales en nitritos y nitratos y que vuelve por la recirculación.
- **Zona aerobia:** Zona del reactor biológico donde mediante un aporte de oxígeno se produce la metabolización de materia orgánica, nitrógeno y otras sustancias a través de bacterias y otros microorganismos.

Índice de referencias

- [1] Degremont. (2014). *Manual técnico del agua. Quinta edición en español*. Bilbao: 2014 Grupo de Comunicación Loyola. ISBN: 978-84-271-3617-5.
- [2] Hernández Muñoz, A. (1992). *Depuración de aguas residuales*. Madrid: Paraninfo S.A. ISBN: 84-380-0051-7.
- [3] Hernández Lehmann, A. (1997). *Manual de diseño de estaciones depuradoras de aguas residuales*. Madrid: Rugarte S.L. ISBN: 84-380-0130-0.
- [4] *Pliego de prescripciones técnicas proyecto y ejecución de las obras del “Sistema de depuración de Adeje-Arona (2ª fase) en Tenerife”* [pdf]. Santa Cruz de Tenerife: Secretario General Técnico, 19 de mayo de 2011. [Consulta 2014-05-24]. Disponible en internet: <http://www.boe.es/boe/dias/2011/05/31/pdfs/BOE-B-2011-18227.pdf>
- [5] Lozano-Rivas, W.A. (2012). *Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales* [en línea]. Módulo didáctico. Bogotá: Universidad Nacional Abierta y a Distancia – UNAD. <http://datateca.unad.edu.co/contenidos/358039/ContenidoLinea/index.html>
- [6] MILIARIUM AUREUM, S.L. *Nitrificación-Desnitrificación* [en línea]. [Consulta: 10 de noviembre de 2014]. Disponible en web: <http://www.miliarium.com/Proyectos/Anejos/DepuracionAguas/NitrificacionDesnitrificacion.asp>
- [7] DEGREMONT. *Technical Specifications for Membrane ZW 500 biological reactor* [base de datos privada de Degremont]. [Consulta: 28 de noviembre de 2014]. No disponible.

Anexo A. Planos



(FUENTE: GOOGLE MAPS)

SITUACION PRETRATAMIENTO Y BOMBEO A EDAR

DETALLE UBICACION EDAR ADEJE - ARONA



(FUENTE: GOOGLE MAPS)

VER UBICACION EN DETALLE

SITUACION EDAR

Título del proyecto:

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Fecha: JUNIO 2015

Título del plano:

SITUACIÓN DEL PRETRATAMIENTO Y DE LA EDAR –
ADEJE – ARONA

Nº de plano:

1



- LEYENDA
- 1 OBRA DE LLEGADA
 - 2 DECANTACION LAMELAR
 - 3 TAMIZADO
 - 4 REACTORES BIOLOGICOS
 - 5 FILTRACION MEMBRANAS MBR
 - 6 EDIFICIO FILTRACION MEMBRANAS MBR
 - 7 EDIFICIO DE SOPLANTES DE AERACION
 - 8 EDIFICIO DE ESPESAMIENTO
 - 9 TERMOHIDROLISIS DE FANGOS
 - 10 EDIFICIO DESHIDRATACION
 - 11 EDIFICIO DIGESTION
 - 12 ANTORCHA
 - 13 DEPOSITOS DE CLORURO FERRICO
 - 14 RECUPERACION DE ENERGIA
 - 15 EDIFICIO DE TRANSFORMACION Y CUADROS ELECTRICOS
 - 16 DOSIFICACION REACTIVOS DE ULTRAFILTRACION
 - 17 EDIFICIO DE SOPLANTES DE GAS

Título del proyecto:

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Fecha: JUNIO 2015

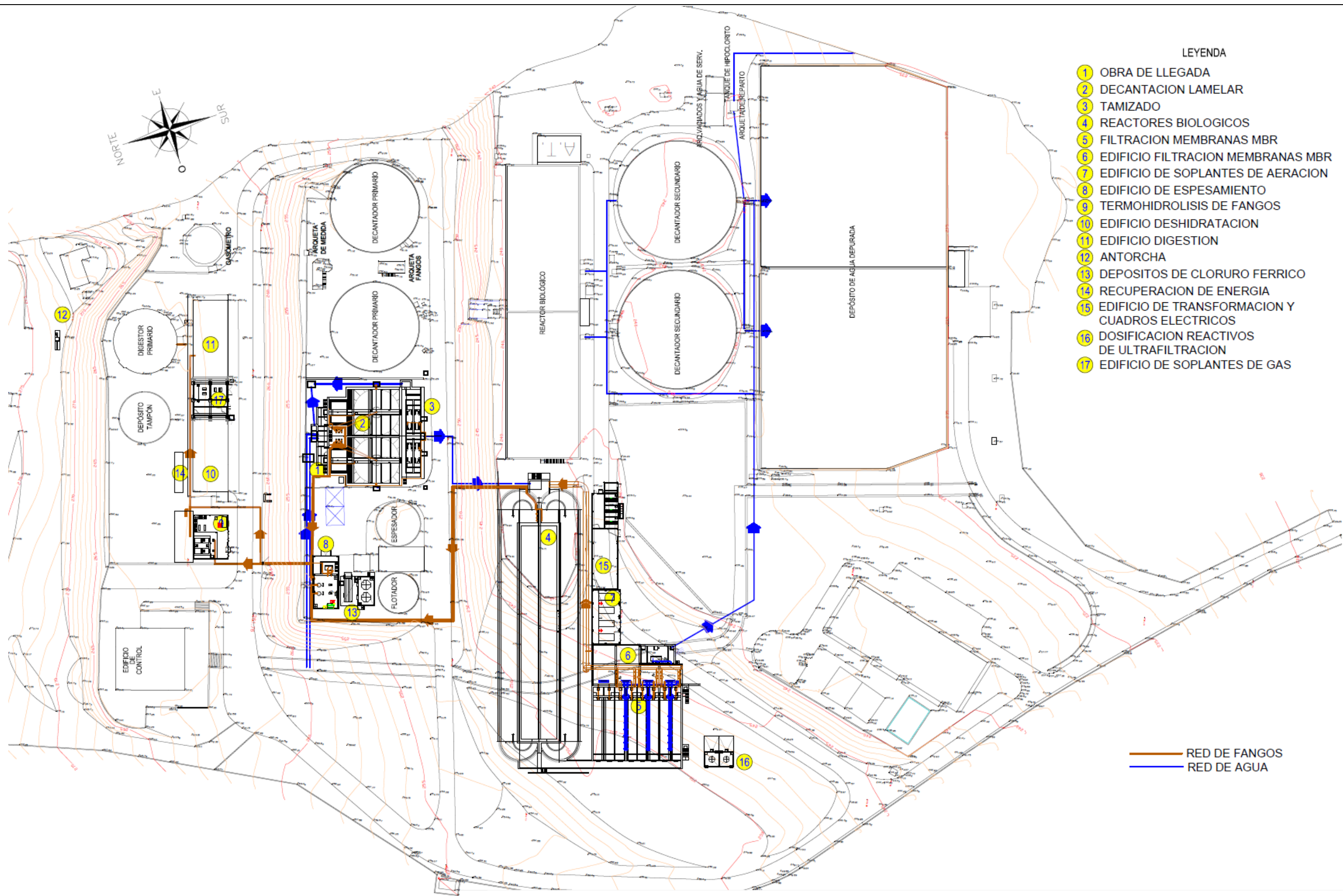
Escala: 1:1000

Título del plano:

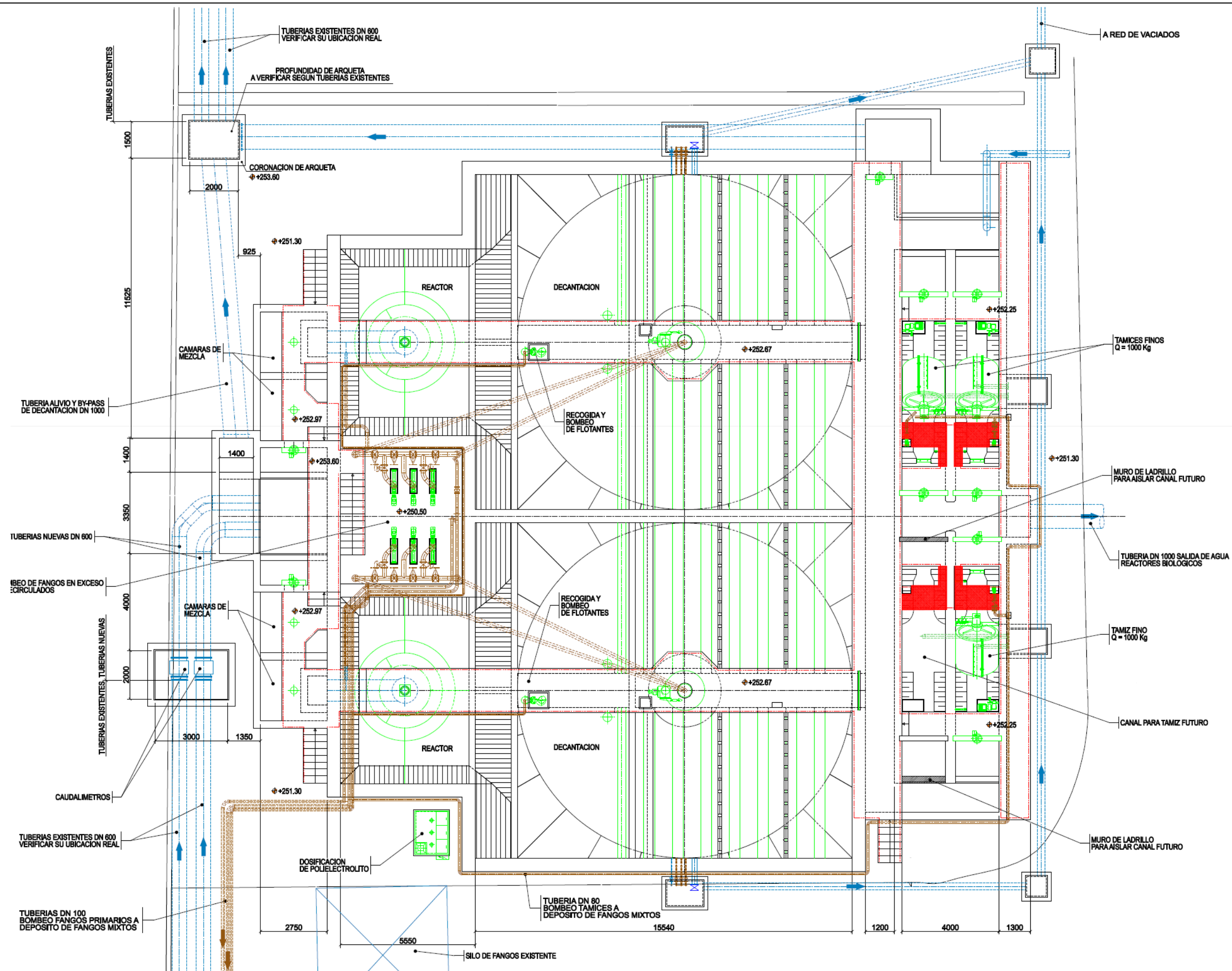
IMPLANTACIÓN GENERAL - AMPLIACIÓN EDAR

Nº de plano:

2



Título del proyecto: DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA	Fecha: JUNIO 2015 Escala: 1:1000	Título del plano: IMPLANTACIÓN GENERAL - AMPLIACIÓN EDAR - REDES DE PROCESO	Nº de plano: 3
---	---	--	--------------------------



Título del proyecto:

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Fecha: JUNIO 2015

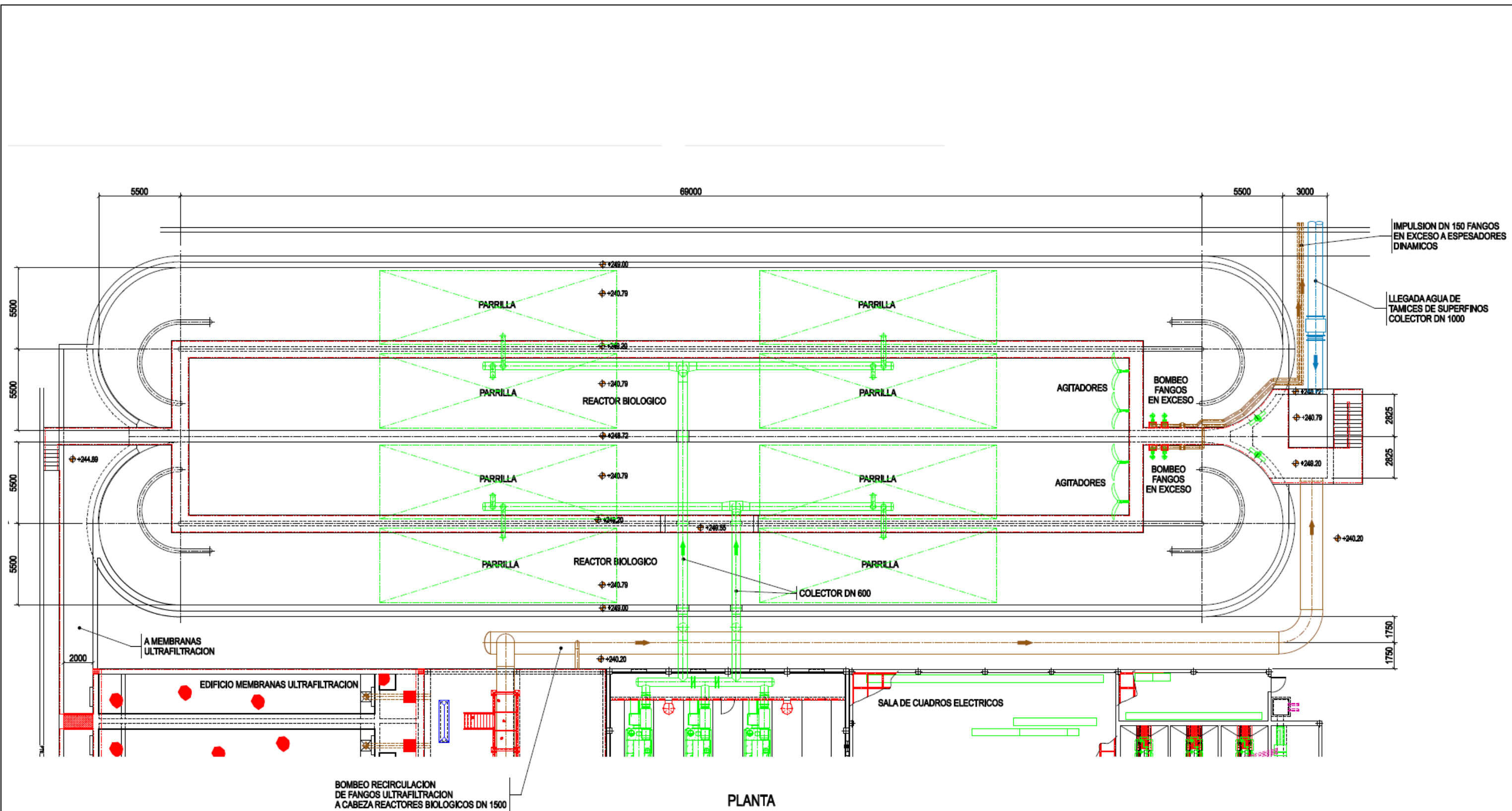
Escala: 1:150

Título del plano:

DECANTACIÓN LAMELAR Y TAMIZADO
PLANTA

Nº de plano:

5



Título del proyecto:

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Fecha: JUNIO 2015

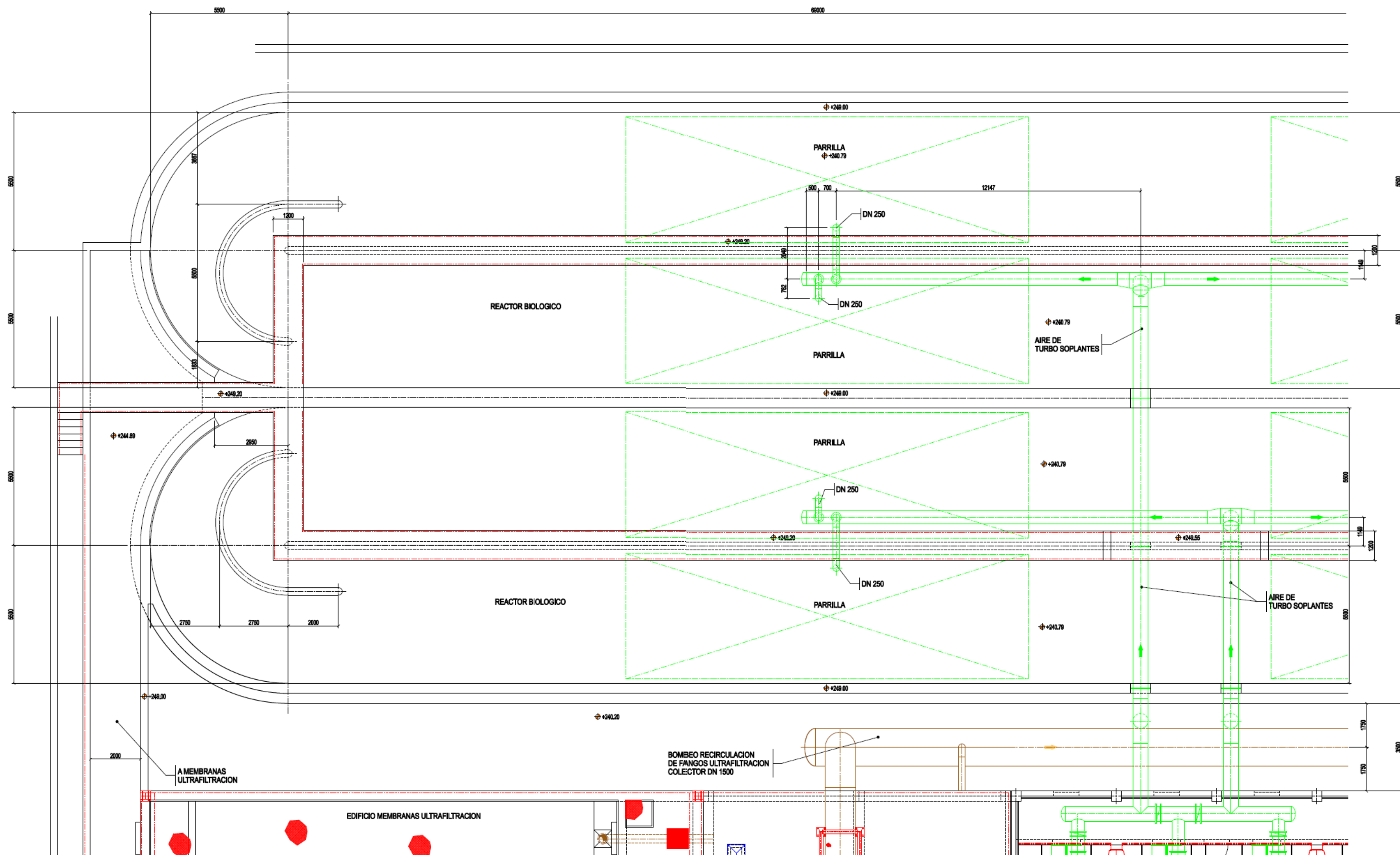
Escala: 1:300

Título del plano:

REACTOR BIOLÓGICO - PLANTA

Nº de plano:

6



Título del proyecto:

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Fecha: JUNIO 2015

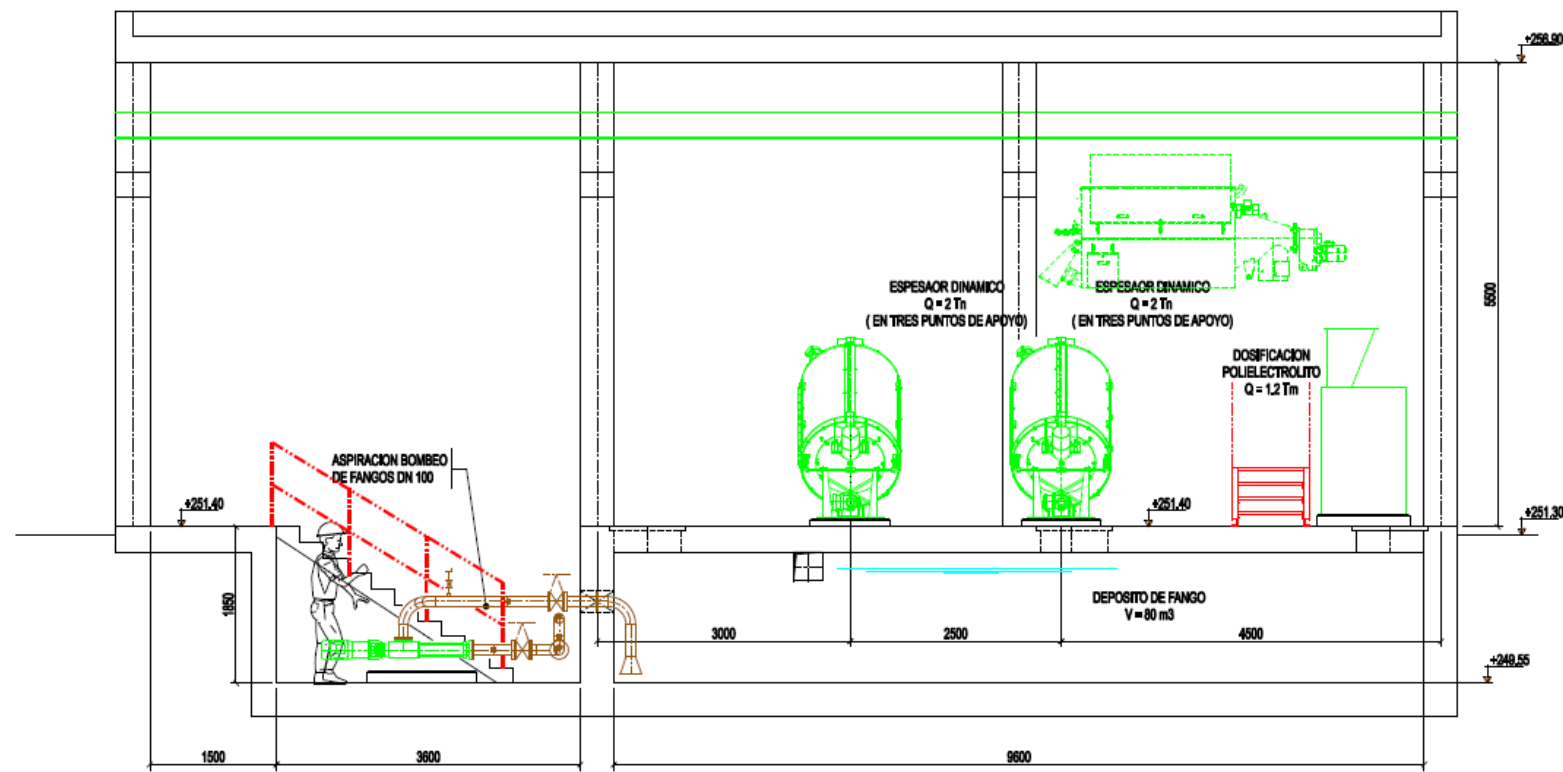
Escala: 1:150

Título del plano:

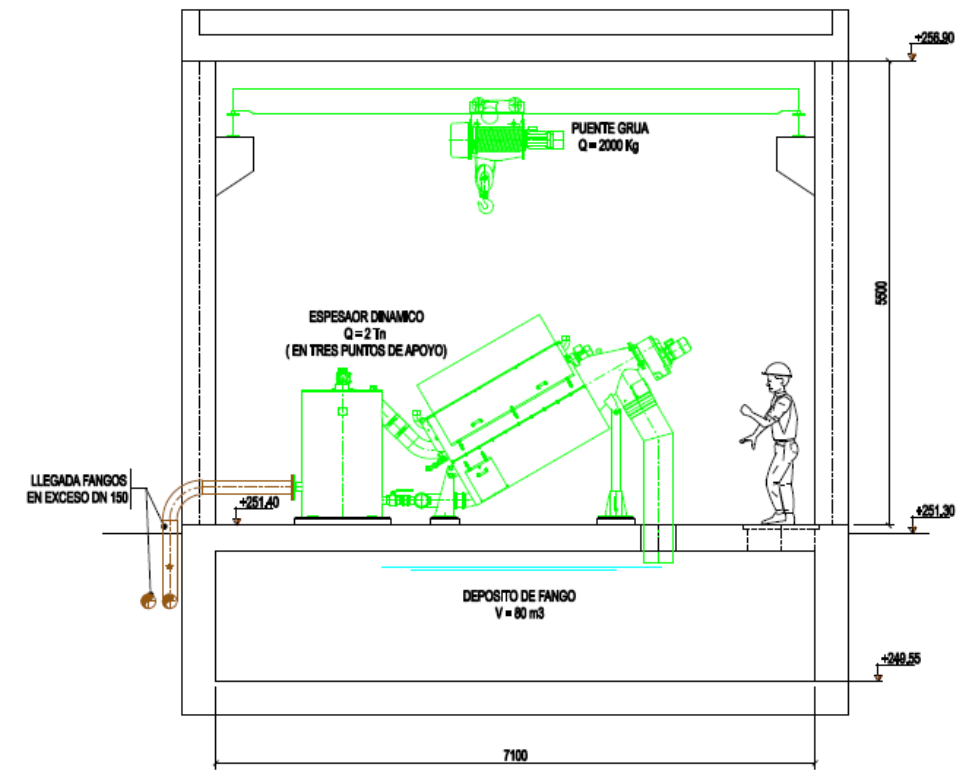
REACTOR BIOLÓGICO – DETALLE DE LA SALIDA

Nº de plano:

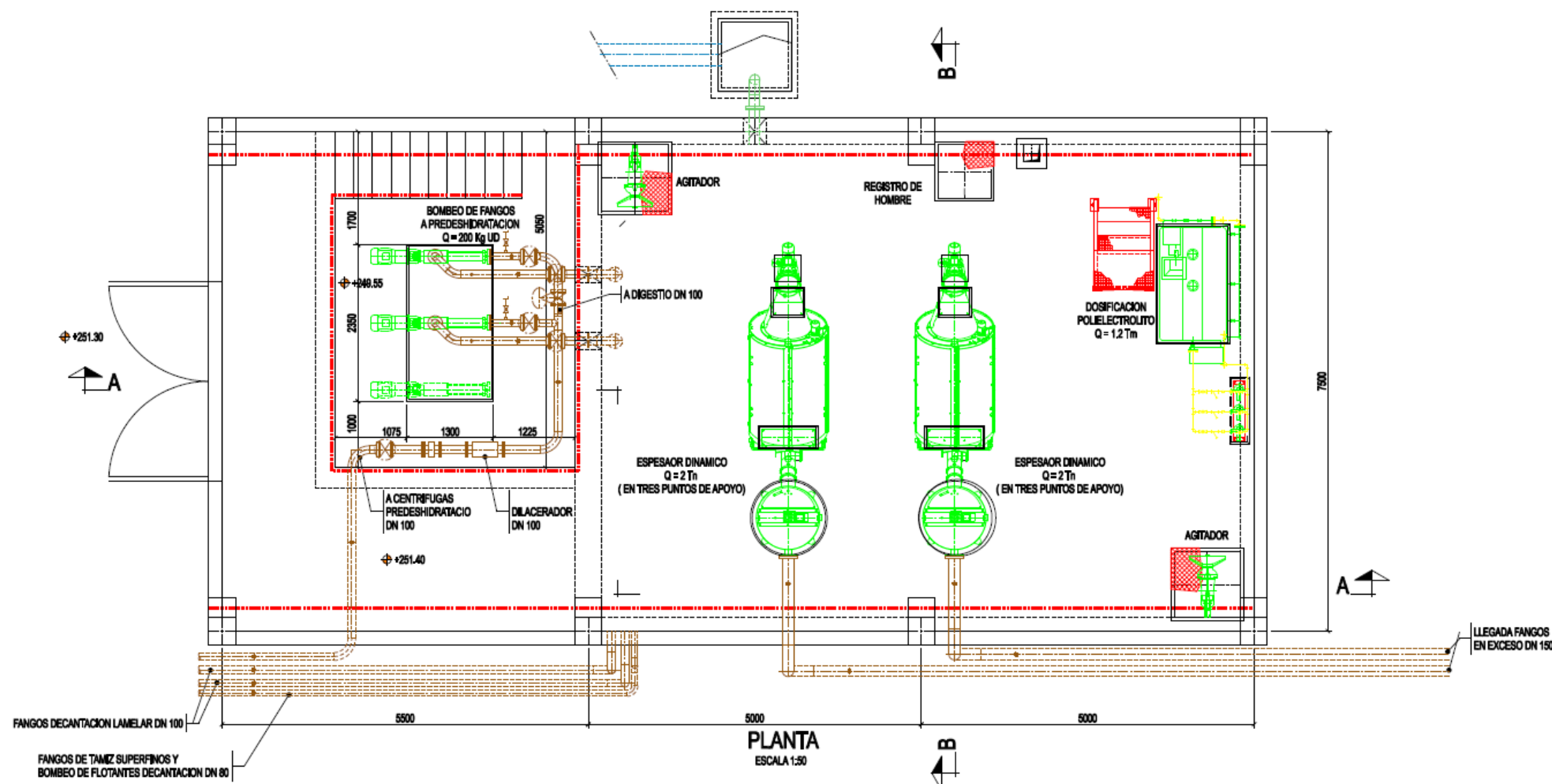
8



SECCION A-A
ESCALA 1:50



SECCION B-B
ESCALA 1:50



PLANTA
ESCALA 1:50

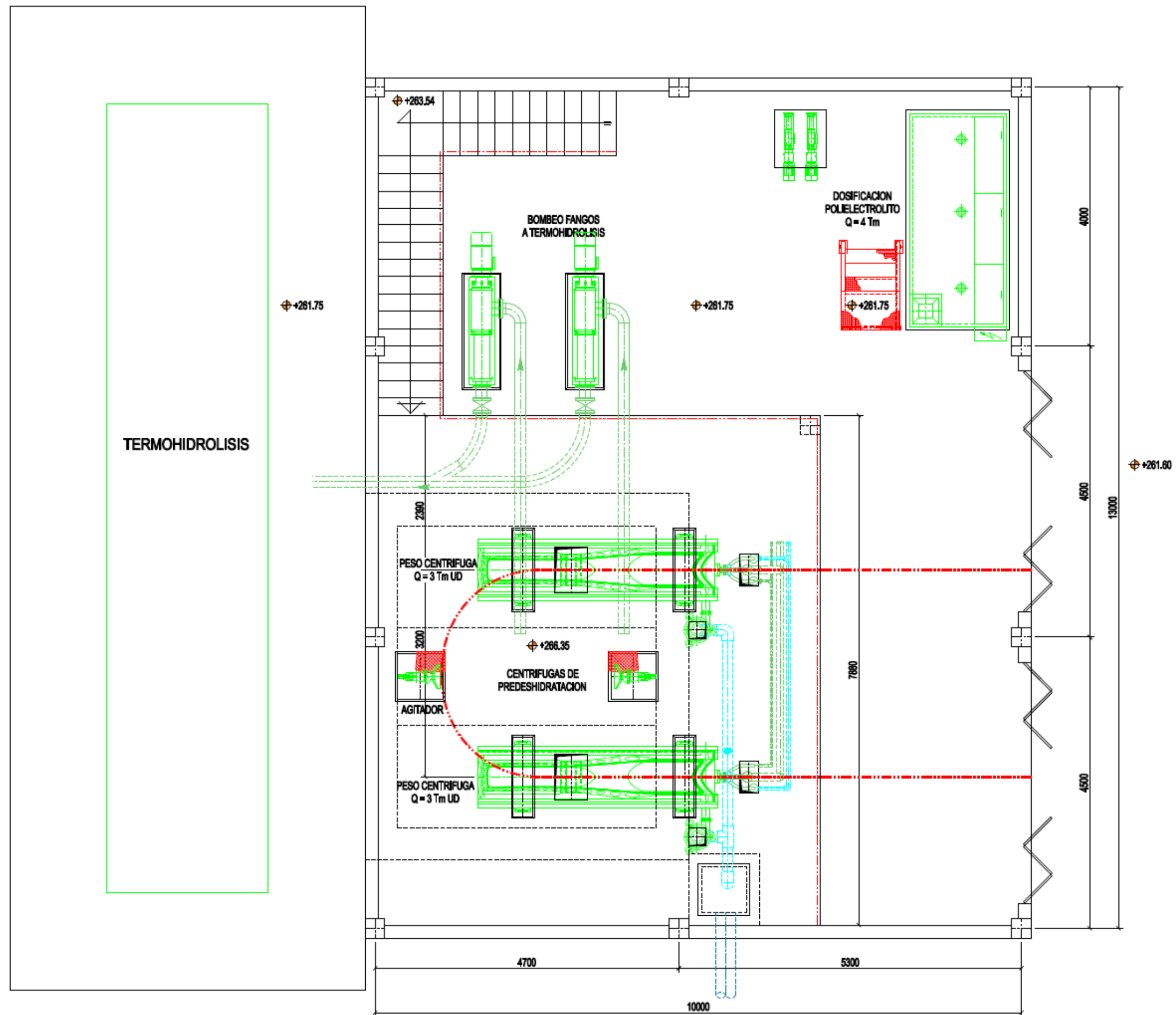
Título del proyecto:
DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Fecha: JUNIO 2015

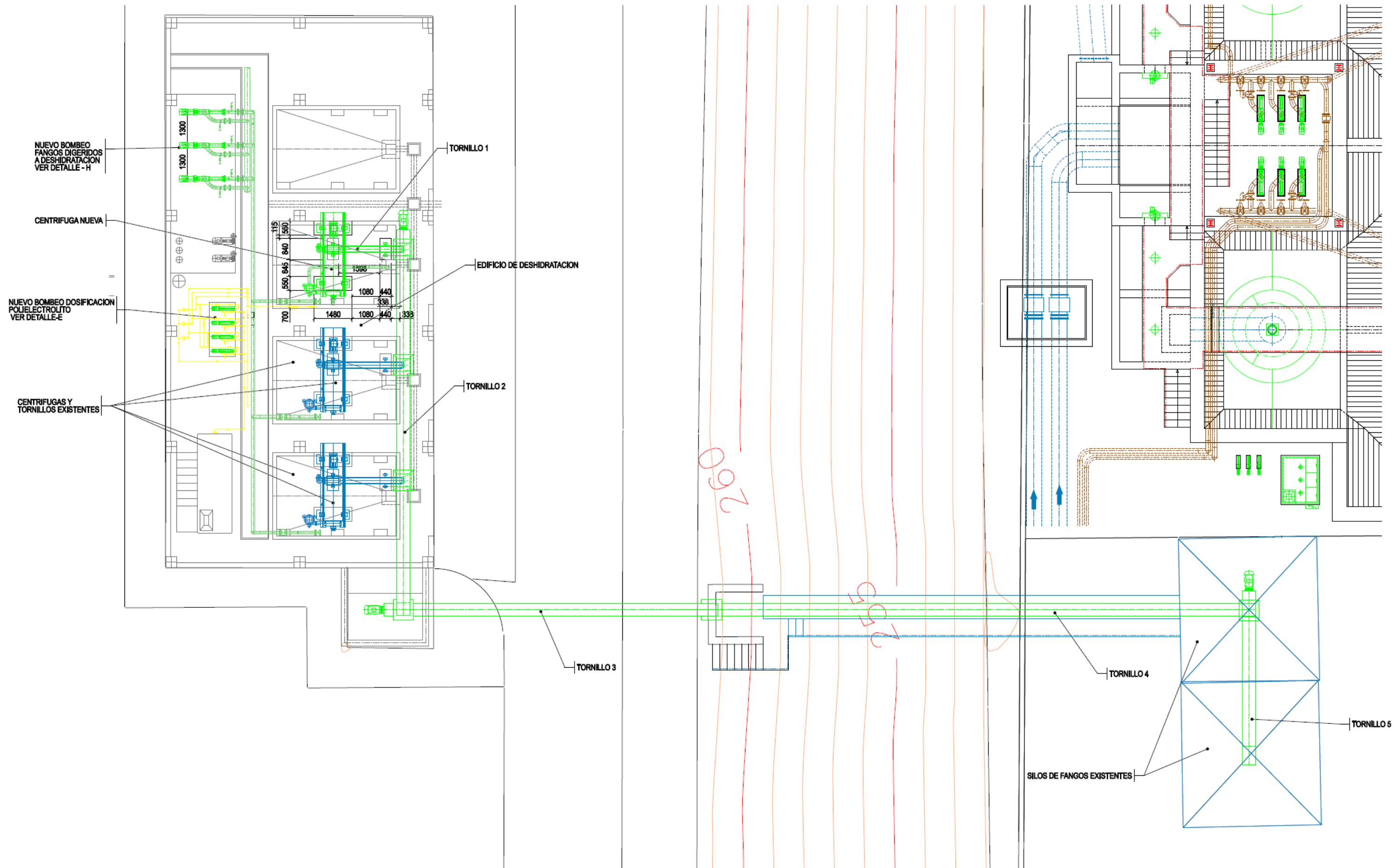
Escala: 1:100

Título del plano:
EDIFICIO DE ESPESAMIENTO - PLANTA Y SECCIONES

Nº de plano:
10



Título del proyecto: DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA	Fecha: JUNIO 2015 Escala: 1:100	Título del plano: EDIFICIO DE PREDESHIDRATACIÓN Y TERMOHIDRÓLISIS PLANTA	Nº de plano: 11
---	--	---	---------------------------



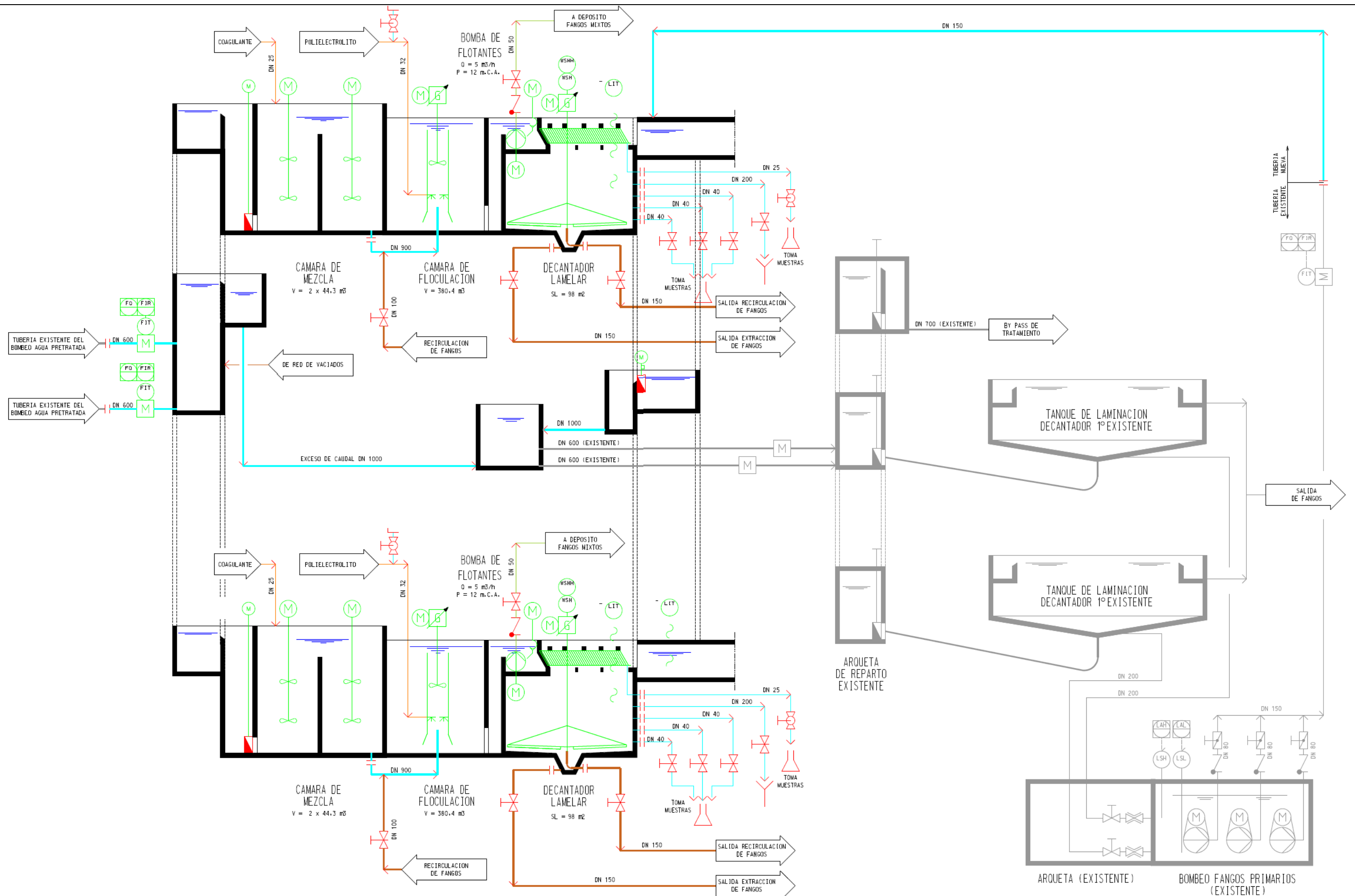
Título del proyecto:
DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Fecha: JUNIO 2015

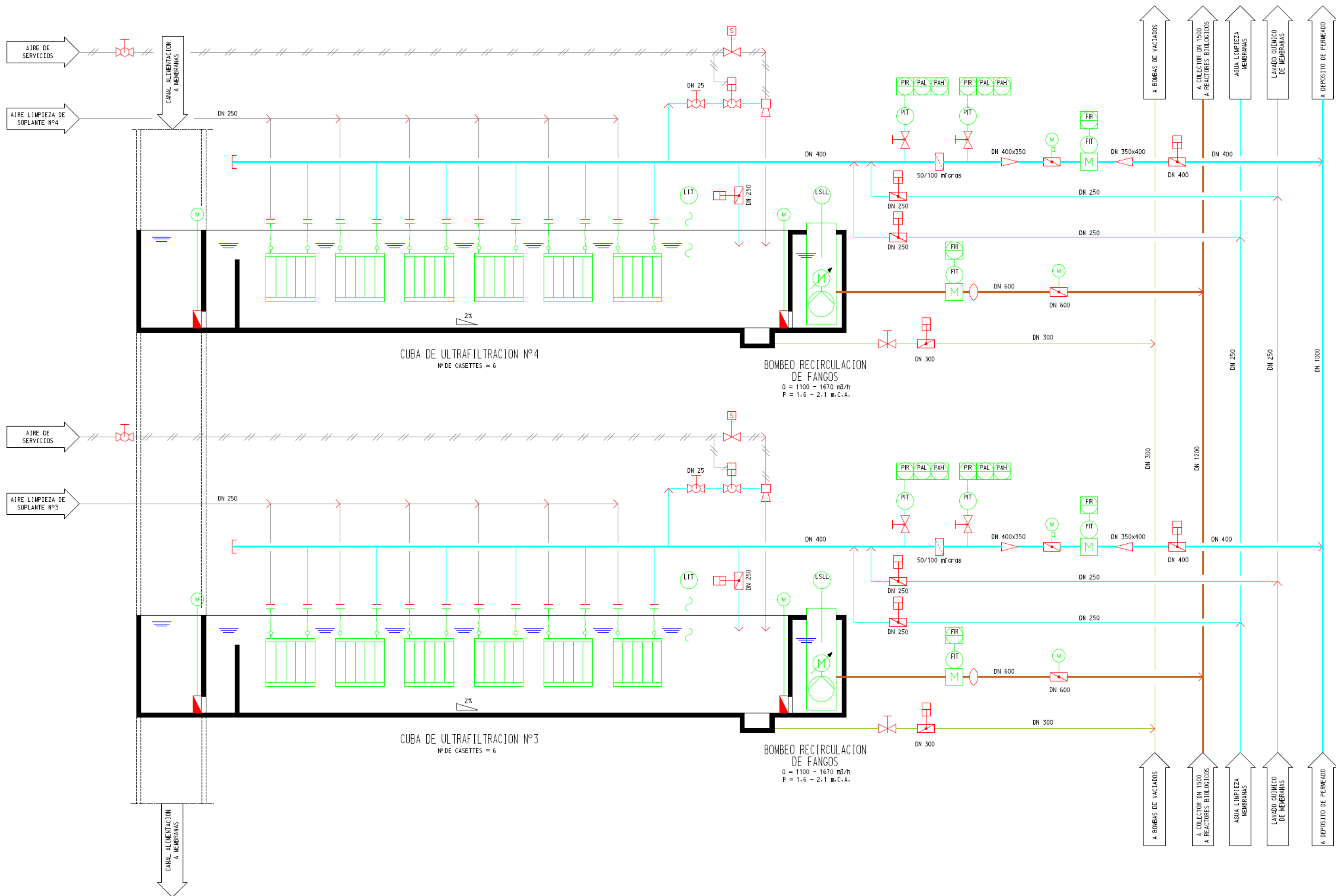
Escala: 1:150

Título del plano:
EDIFICIO DE DESHIDRATACIÓN - PLANTA

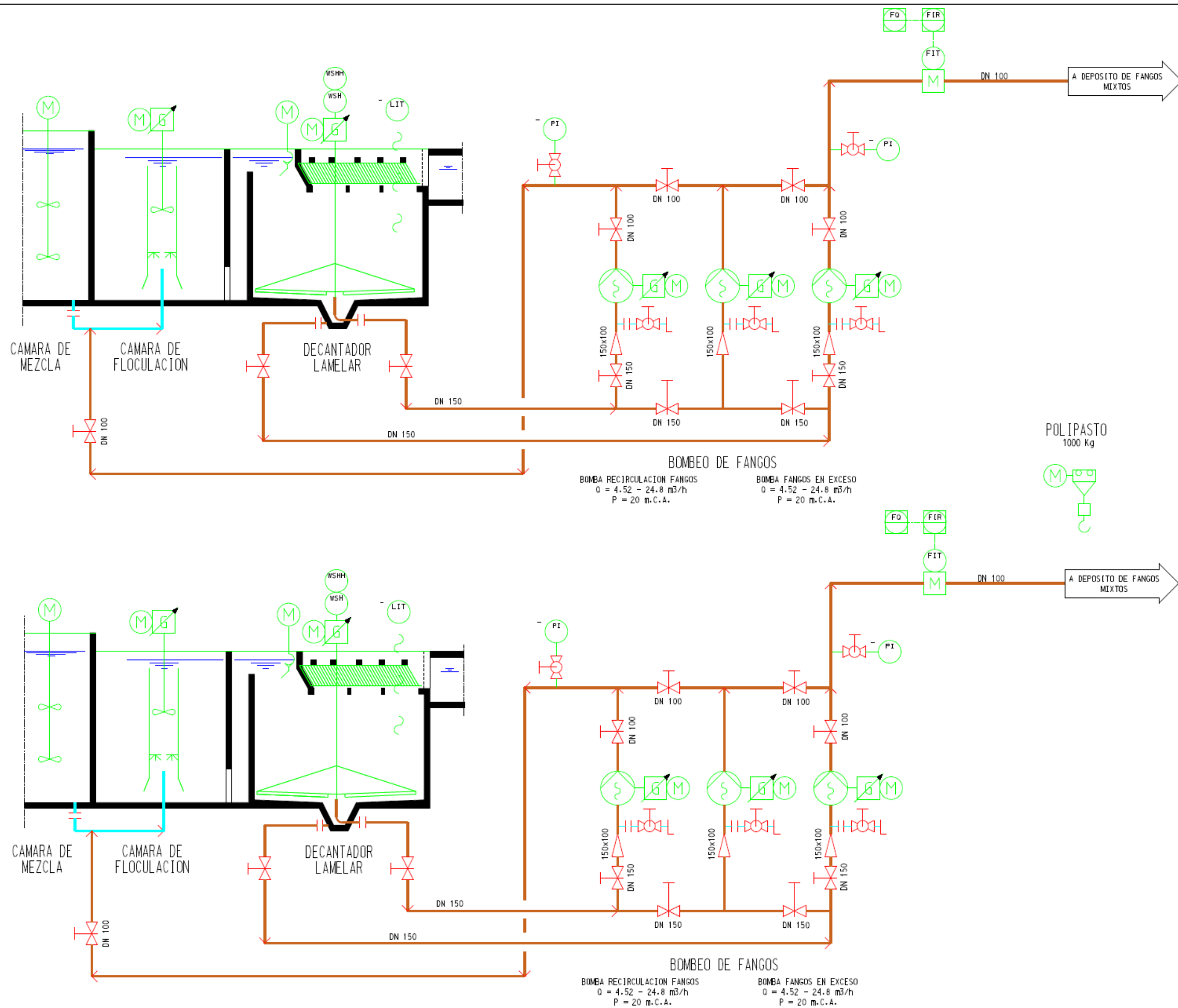
Nº de plano:
12



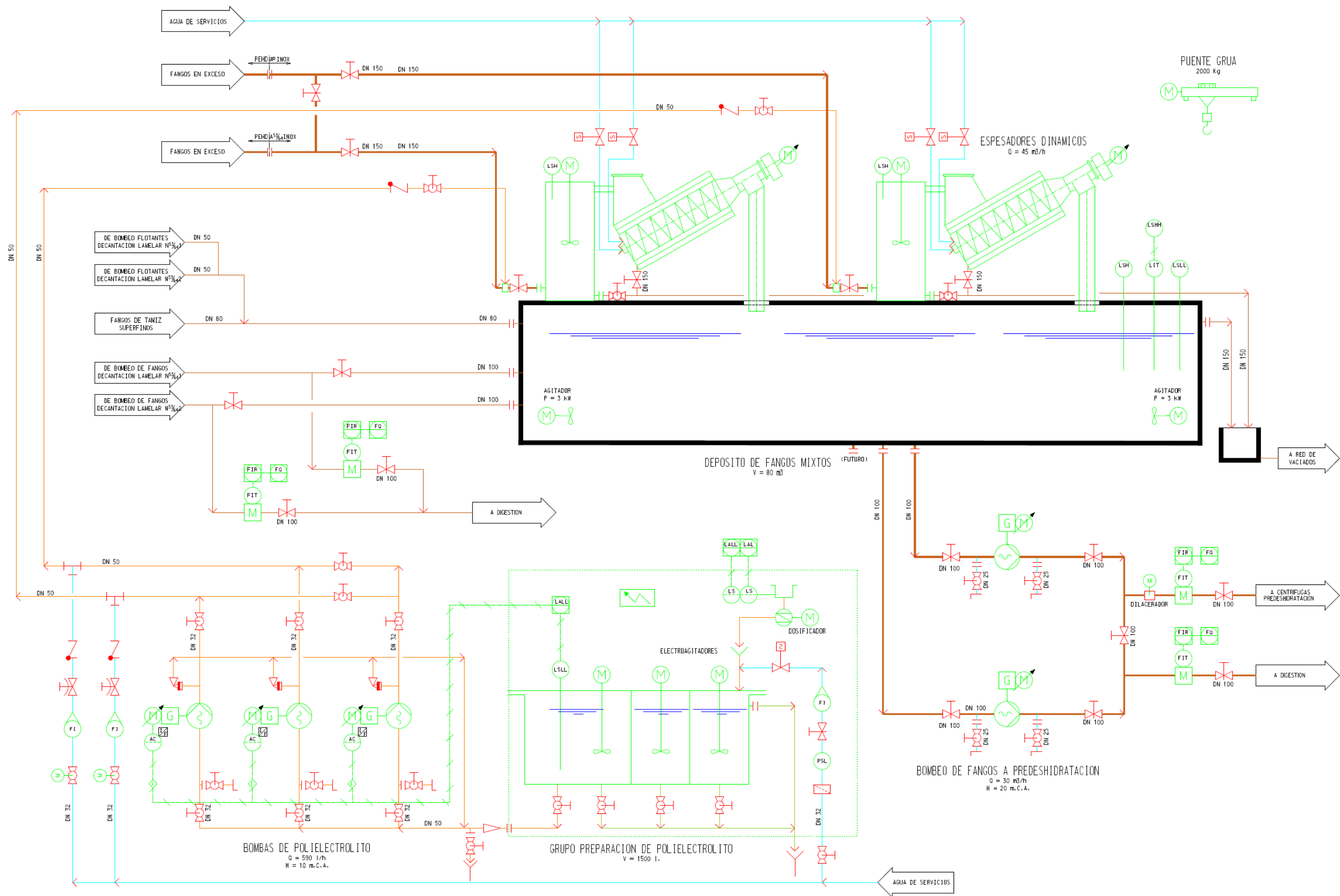
Título del proyecto: DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA	Fecha: JUNIO 2015	Título del plano: ESQUEMA DE PROCESO – DECANTACIÓN LAMELAR	Nº de plano: 14
---	--------------------------	--	---------------------------



Título del proyecto: DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA	Fecha: JUNIO 2015	Título del plano: ESQUEMA DE PROCESO – ULTRAFILTRACIÓN	Nº de plano: 16



Título del proyecto: DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA	Fecha: JUNIO 2015	Título del plano: ESQUEMA DE PROCESO – FANGOS PRIMARIO Y BIOLÓGICOS	Nº de plano: 17
---	--------------------------	--	---------------------------

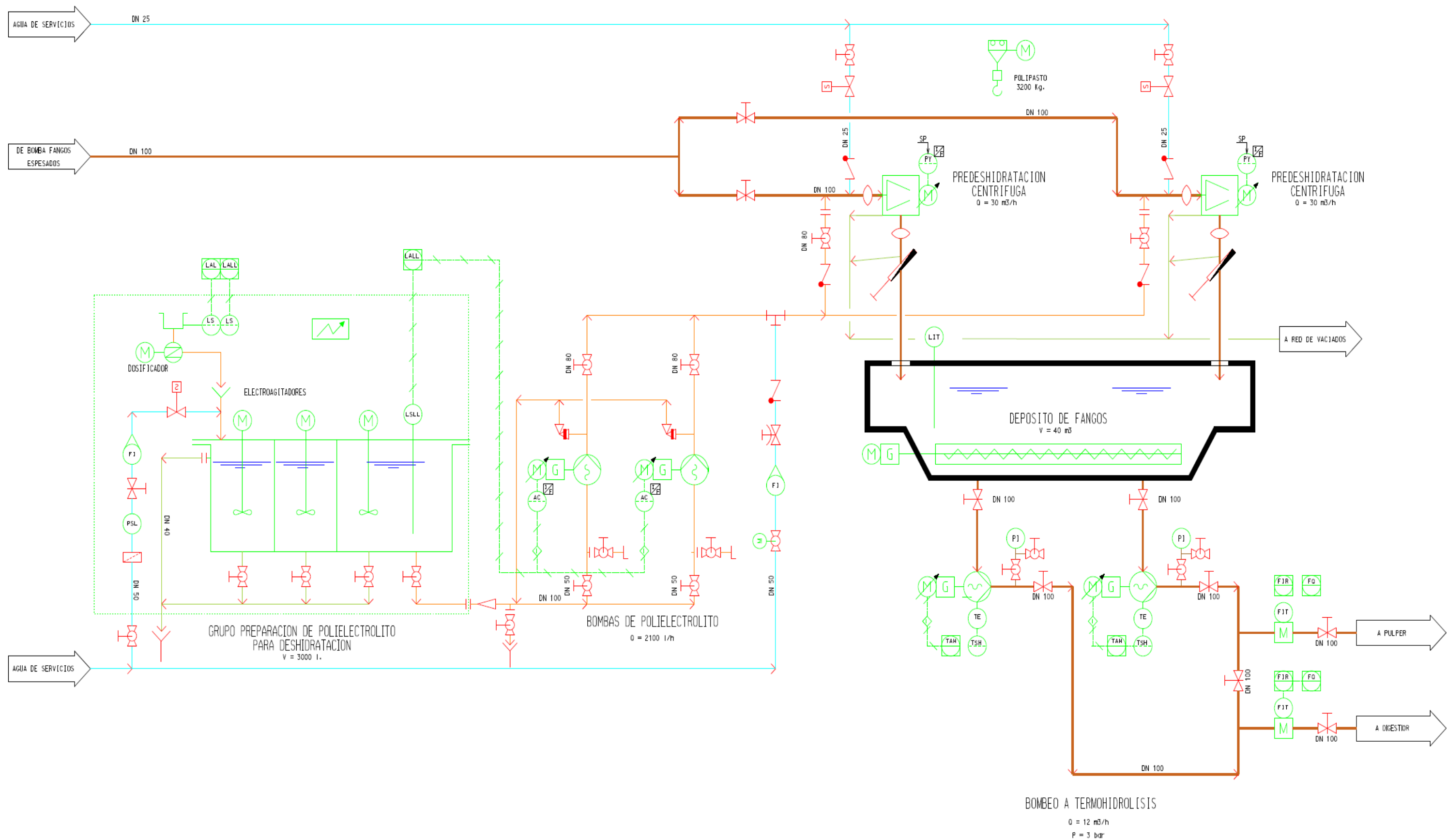


Título del proyecto:
DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Fecha: JUNIO 2015

Título del plano:
ESQUEMA DE PROCESO – ESPESAMIENTO DE FANGOS

Nº de plano:
18



Título del proyecto:

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA

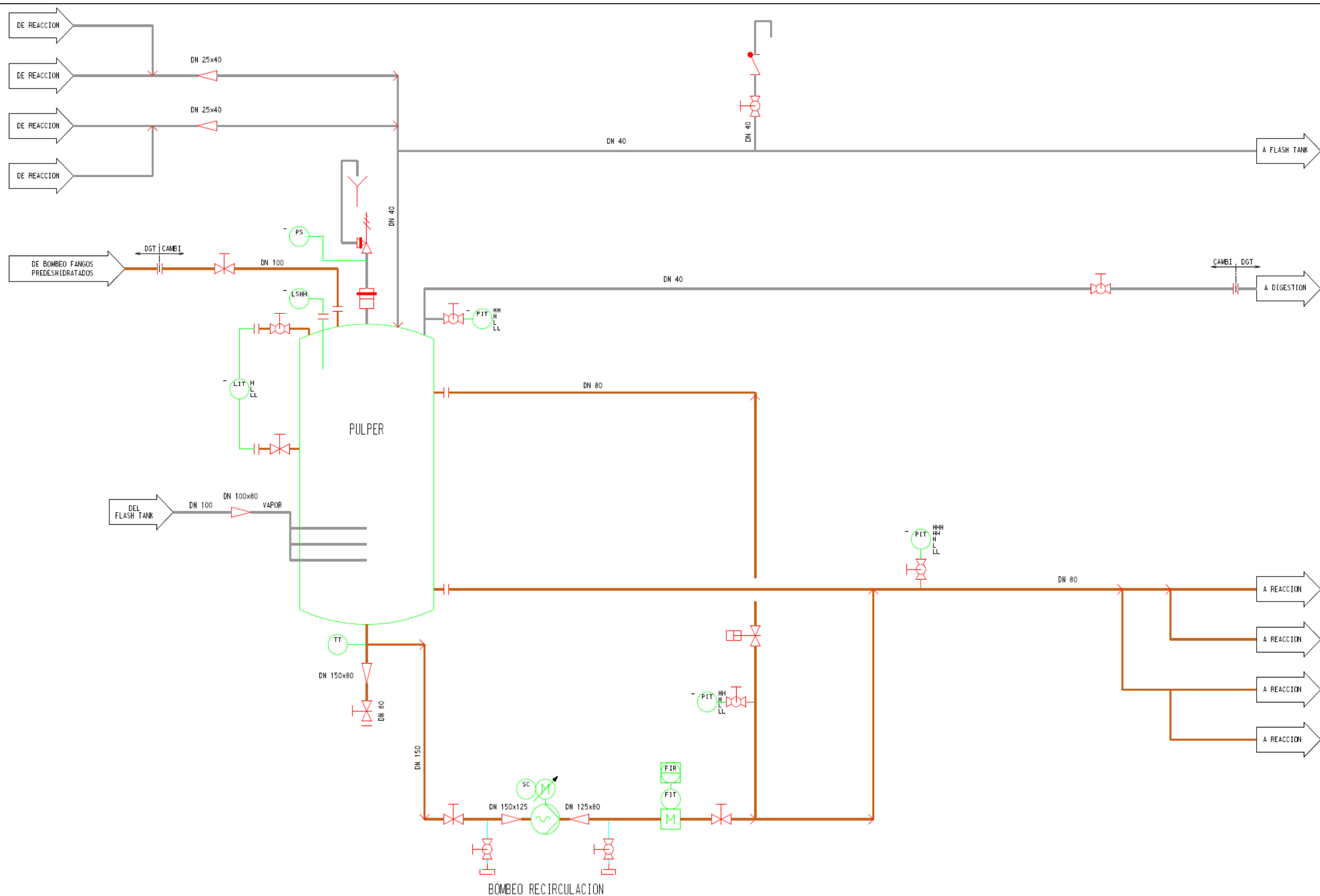
Fecha: JUNIO 2015

Título del plano:

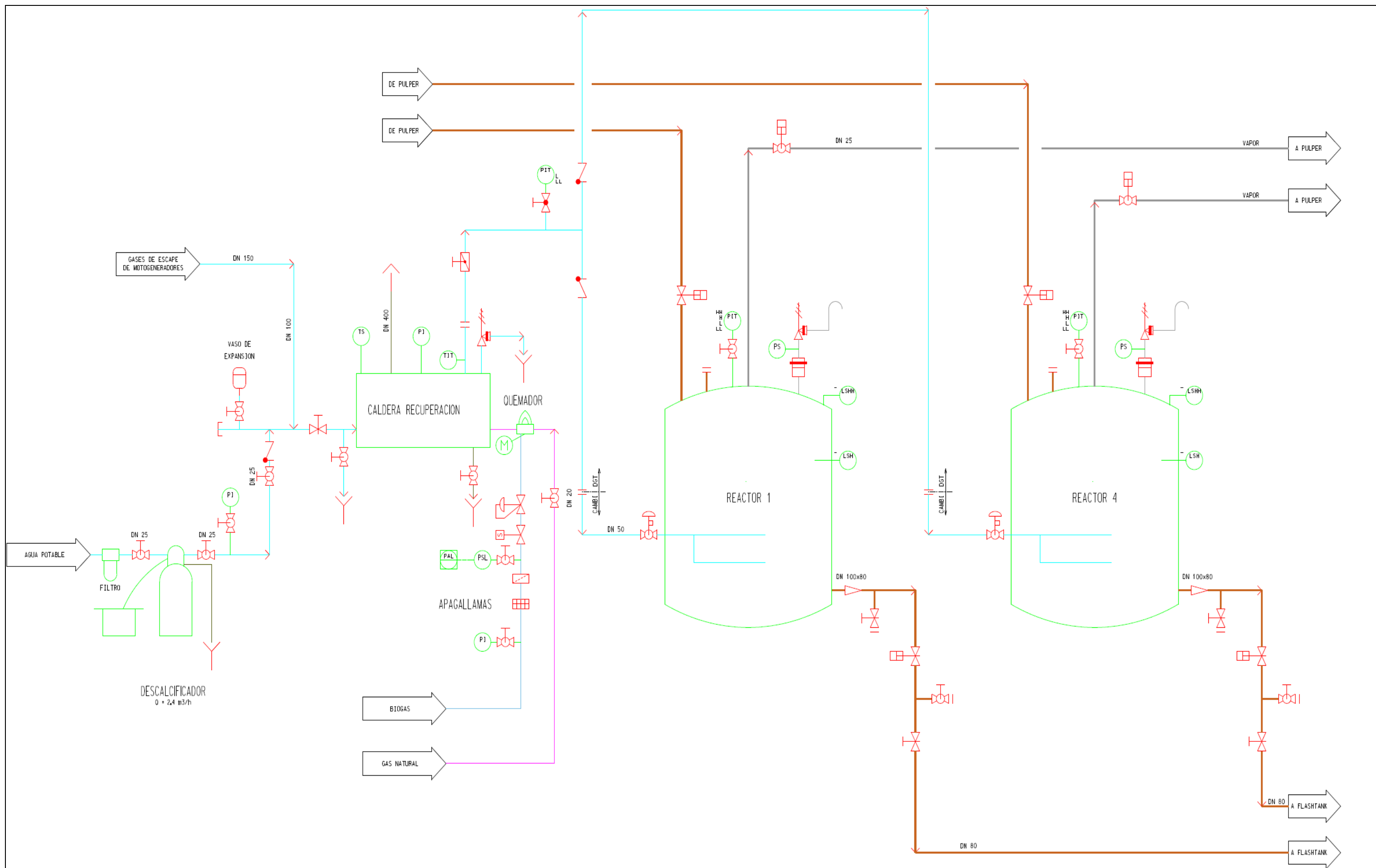
ESQUEMA DE PROCESO – PREDESHIDRATACIÓN Y
BOMBEO A TERMOHIDRÓLISIS

Nº de plano:

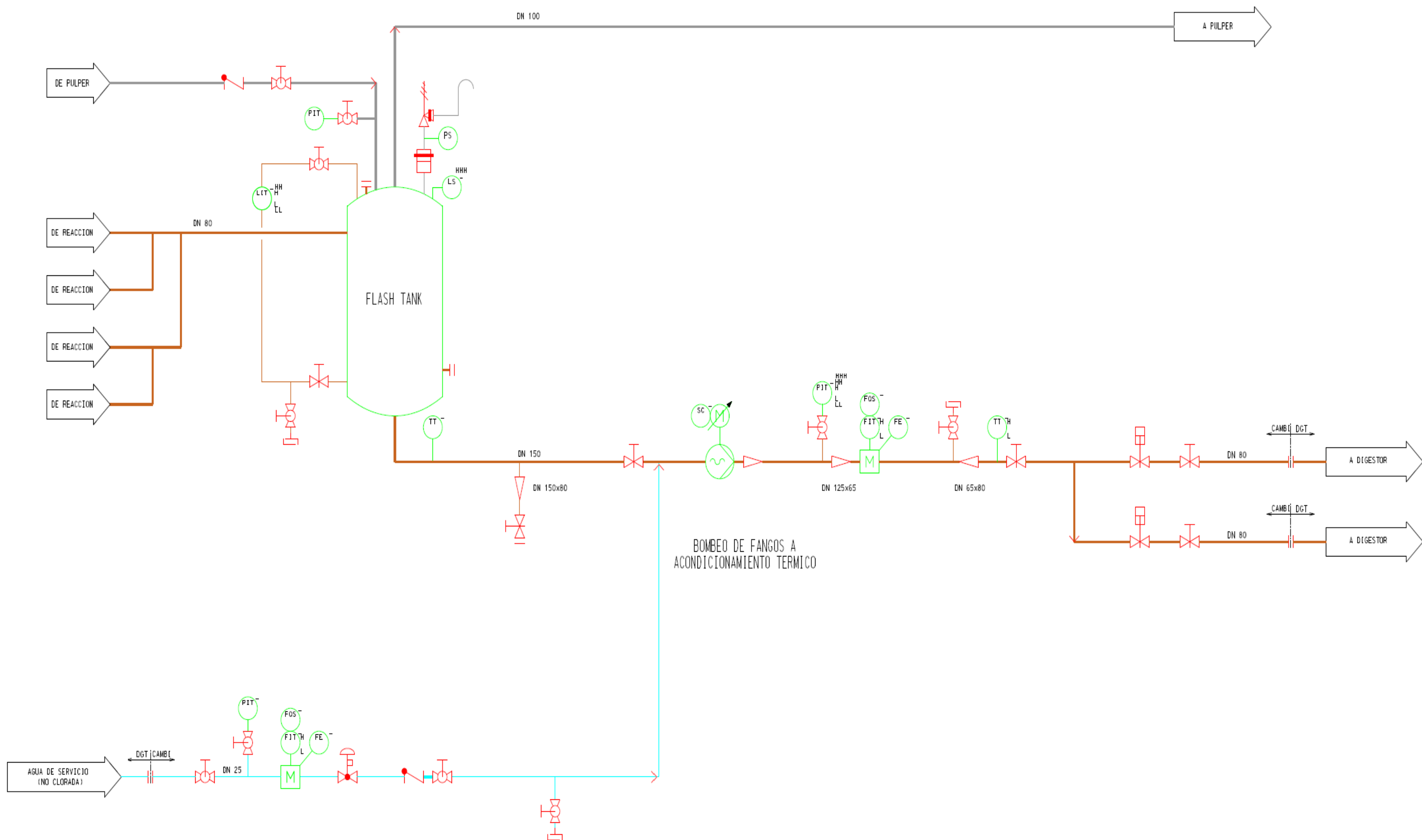
19



Título del proyecto: DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA	Fecha: JUNIO 2015	Título del plano: ESQUEMA DE PROCESO – TERMOHIDRÓLISIS PULPER	Nº de plano: 20



Título del proyecto: DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA	Fecha: JUNIO 2015	Título del plano: ESQUEMA DE PROCESO – TERMOHIDRÓLISIS REACTORES	Nº de plano: 21



Título del proyecto:

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA

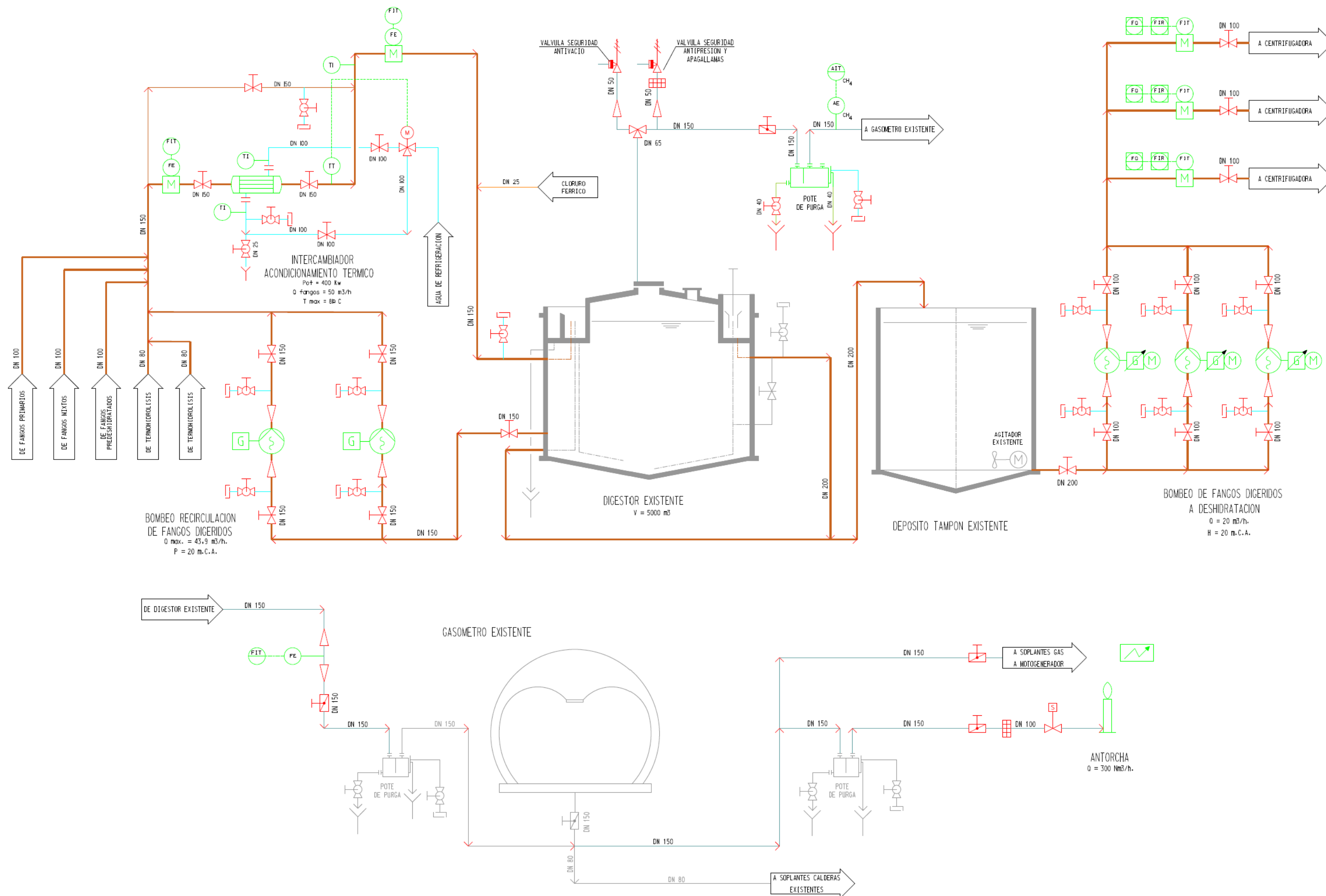
Fecha: JUNIO 2015

Título del plano:

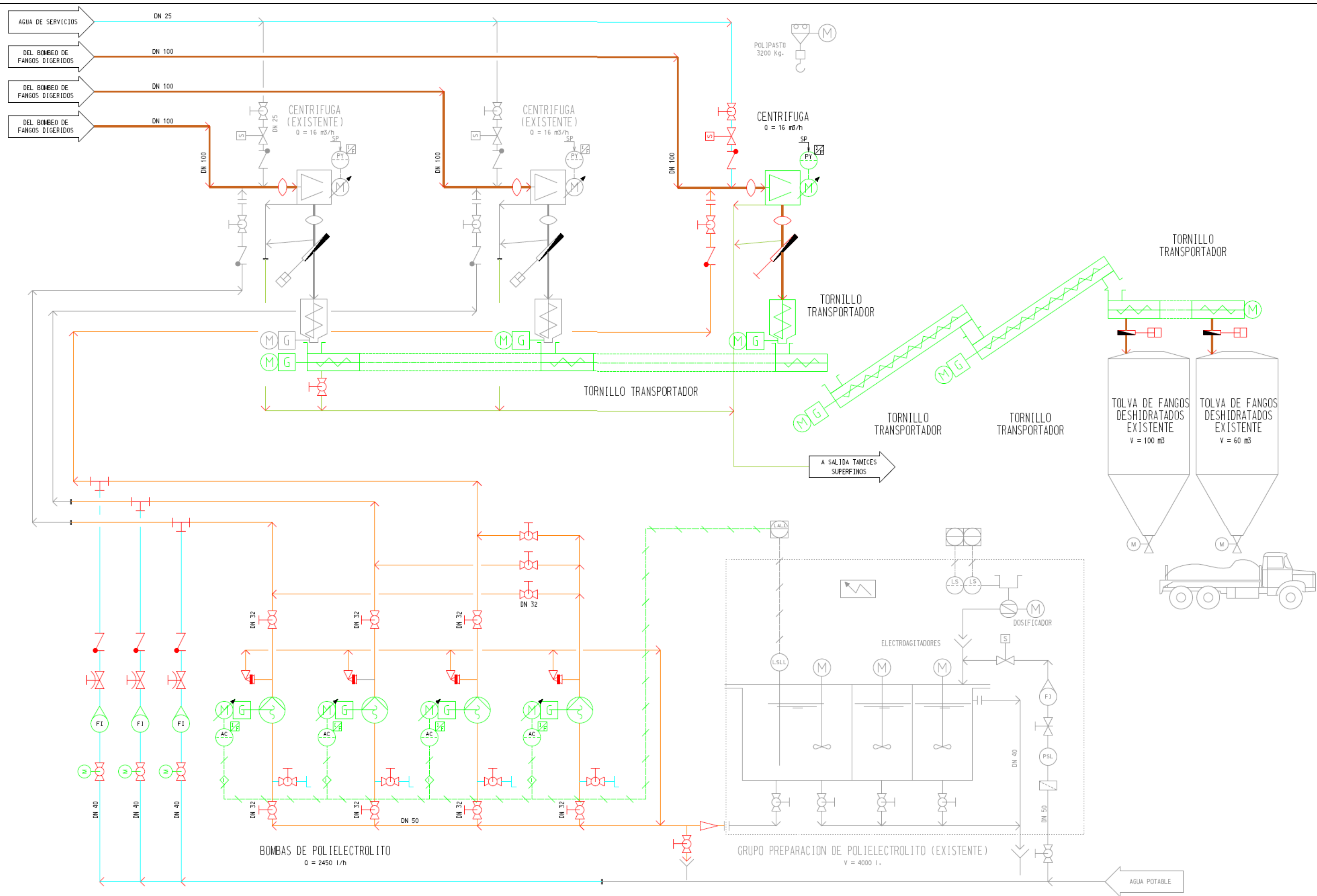
ESQUEMA DE PROCESO – TERMOHIDRÓLISIS
FLASH TANK

Nº de plano:

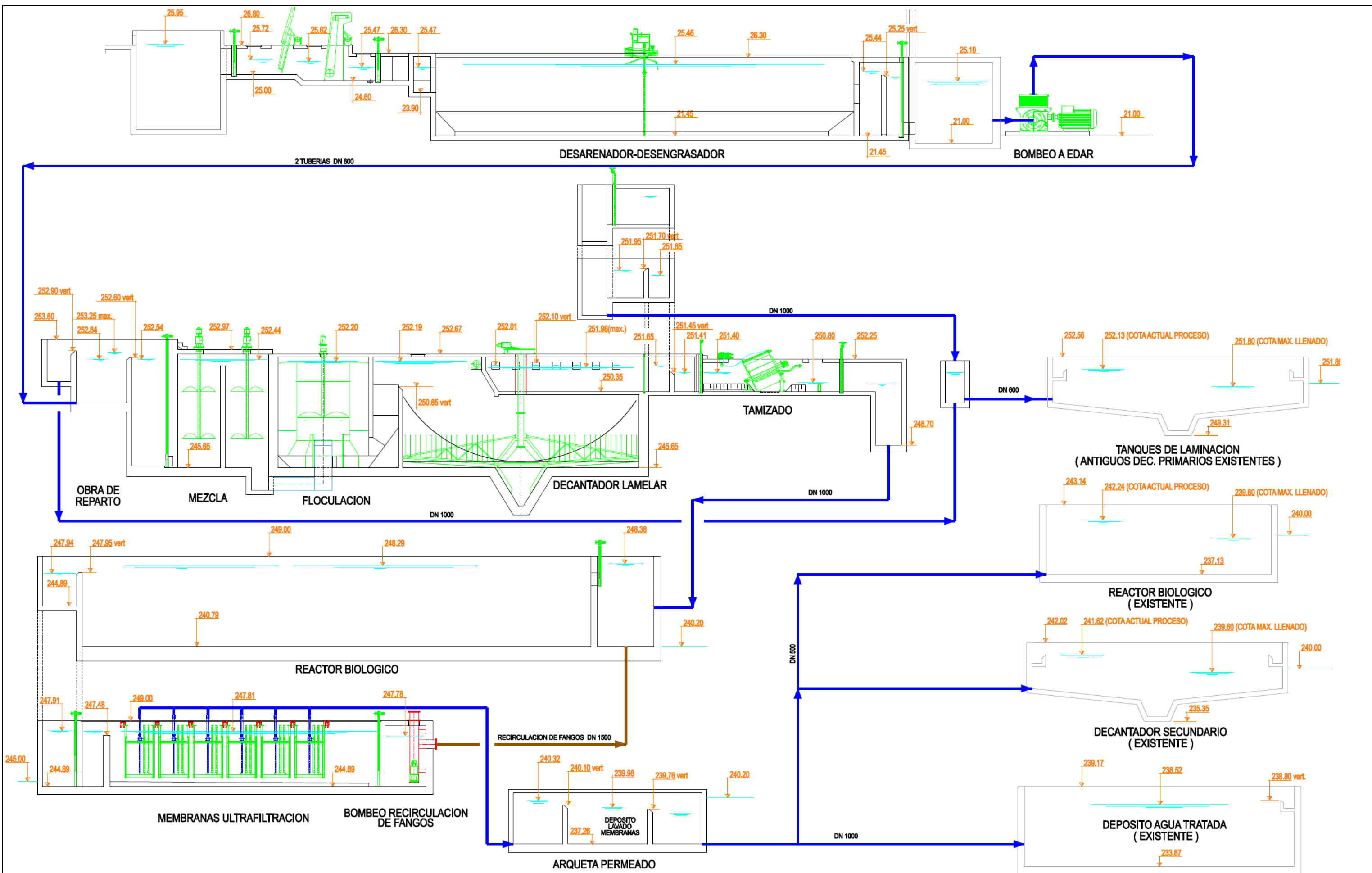
22



Título del proyecto: DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA	Fecha: JUNIO 2015	Título del plano: ESQUEMA DE PROCESO – DIGESTOR Y GASÓMETRO	Nº de plano: 23



Título del proyecto: DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN DE LA EDAR ADEJE-ARONA	Fecha: JUNIO 2015	Título del plano: ESQUEMA DE PROCESO – DESHIDRATACIÓN DE FANGOS	Nº de plano: 24



Título del proyecto:
DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE LA AMPLIACIÓN
DE LA EDAR ADEJE-ARONA

Fecha: JUNIO 2015

Título del plano:
LINEA PIEZOMÉTRICA

Nº de plano:
25